

UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES
GENERADAS EN UN INGENIO AZUCARERO – CON LA
TECNOLOGÍA DE LODOS ACTIVADOS

TESIS DE GRADO PARA LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE
INGENIERA QUÍMICA

AUTOR: SANDRA MARIBEL VIRACUCHA ORTIZ

QUITO

2012

UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES
GENERADAS EN UN INGENIO AZUCARERO – CON LA
TECNOLOGÍA DE LODOS ACTIVADOS

TESIS DE GRADO PARA LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE
INGENIERA QUÍMICA

AUTOR: SANDRA MARIBEL VIRACUCHA ORTIZ
TUTOR: ING. CESAR ALVARADO C.

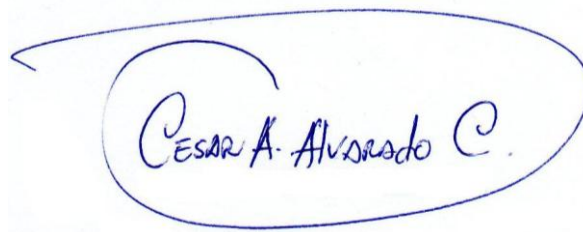
QUITO

2012

APROBACIÓN DEL TUTOR

En calidad de Tutor de la Tesis de grado “TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES GENERADAS EN UN INGENIO AZUCARERO – CON LA TECNOLOGÍA DE LODOS ACTIVADOS”, de la autoría de la señorita Sandra Maribel Viracucha Ortiz, certifico que una vez que se ha procedido a la revisión del trabajo en referencia, declaro mi conformidad con el mismo.

En la ciudad de Quito, a los 21 días del mes diciembre de 2012



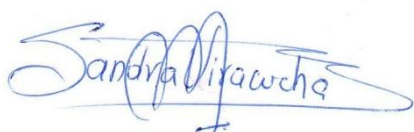
Ing. César Alvarado C.
PROFESOR TUTOR

AUTORIZACIÓN DE LA AUTORÍA INTELECTUAL

Yo, Sandra Maribel Viracucha Ortiz en calidad de autora de la tesis de grado realizada sobre “TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES GENERADAS EN UN INGENIO AZUCARERO – CON LA TECNOLOGÍA DE LODOS ACTIVADOS”, por la presente autorizo a la UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR, hacer uso de todos los contenidos que me pertenecen o de parte de los que contiene esta obra, con fines estrictamente académicos o de investigación.

Los derechos que como autor me corresponden, con excepción de la presente autorización, seguirán vigentes a mi favor, de conformidad con lo establecido en los artículos 5, 6, 8, 19 y demás pertinentes de la Ley de Propiedad Intelectual y su Reglamento.

En la ciudad de Quito, a los 21 días del mes diciembre de 2012



C.C. 1716908007

sandrymabel@yahoo.com

DEDICATORIA

A mis padres Telmo y Celita

A mis hermanos Mauricio y Verito

A mis hermanos chiquitos David y Sebastián

A Nathan, mi regalito de Dios

Con Amor Sandry...

AGRADECIMIENTO

A Dios, porque su presencia espiritual me ha dado la fuerza necesaria para superar las adversidades.

A la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Central del Ecuador, cuyas aulas me acogieron a lo largo de mi formación académica.

A mí querida familia por su amor, comprensión y apoyo incondicional, en especial a mi mamita quien me ha enseñado a luchar por cumplir mis sueños, a seguir adelante aun cuando las tristezas y adversidades sean más grandes que mis fuerzas, gracias por ser mi mejor ejemplo a seguir y darme el valor necesario para no rendirme.

Al Ingeniero César Alvarado que con su conocimiento y guía contribuyó en la dirección de este trabajo.

A los Ingenieros: Nubia, Patricia, Franklin, Washington y María Fernanda, quienes con su amistad y compañerismo han contribuido en la realización de este trabajo.

A Andrés, por el apoyo brindado en estos años.

A mis amigos y amigas, quienes de una u otra forma han sido participes en la culminación de esta hermosa etapa de mi vida.

Gracias a todos

CONTENIDO

	pág.
PORTADA	ii
APROBACIÓN DEL TUTOR	iii
AUTORIZACIÓN DE LA AUTORÍA INTELECTUAL	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTO	vi
CONTENIDO	vii
LISTA DE TABLAS	xv
LISTA DE DIAGRAMAS	xvii
LISTA DE GRÁFICOS	xviii
LISTA DE FIGURAS	xix
RESUMEN	xx
ABSTRACT	xxi
INTRODUCCIÓN	1
 1 MARCO TEÓRICO	 3
1.1 Antecedentes	3
1.2 Fundamentación teórica	4
1.2.1 Generalidades	4
1.2.2 Origen de las aguas residuales industriales	4
1.2.3 Industria Azucarera	6
1.2.3.1 Proceso productivo	6
1.2.3.1.1 Área de molinos	6
1.2.3.1.2 Área de cogeneración de energía eléctrica	6
1.2.3.1.3 Área de fabricación	7
1.2.3.2 Generación de residuos líquidos	9

1.2.3.3	<i>Requerimientos de agua</i>	10
1.2.3.4	<i>Gestión del agua</i>	10
1.2.3.5	<i>Parámetros de control en el tratamiento de aguas residuales</i>	11
1.2.3.5.1	<i>Parámetros físicos</i>	11
1.2.3.5.2	<i>Parámetros químicos</i>	12
1.2.3.5.3	<i>Parámetros indicativos de contaminación orgánica y biológica</i>	18
1.2.4	<i>Tratamiento de aguas residuales</i>	19
1.2.4.1	<i>Pretratamiento</i>	19
1.2.4.1.1	<i>Desbaste</i>	19
1.2.4.1.2	<i>Homogenización</i>	20
1.2.4.1.3	<i>Neutralización</i>	20
1.2.4.1.4	<i>Separación de Aceites y Grasas</i>	20
1.2.4.2	<i>Tratamiento primario</i>	20
1.2.4.2.1	<i>Decantador primario</i>	20
1.2.4.3	<i>Tratamiento secundario – Proceso biológico</i>	21
1.2.4.3.1	<i>Tratamientos aerobios</i>	21
1.2.4.3.2	<i>Tratamientos anaerobiosa</i>	26
1.2.4.4	<i>Tratamiento terciario</i>	26
1.2.4.4.1	<i>Filtración</i>	27
1.2.4.4.2	<i>Remoción de nutrientes</i>	27
1.2.4.4.3	<i>Desinfección.</i>	27
1.2.4.5	<i>Tratamiento de lodos</i>	28
1.2.4.5.1	<i>Digestión anaeróbica</i>	28
1.2.4.5.2	<i>Digestión aerobia</i>	28
1.2.4.5.3	<i>Compost</i>	28
1.2.4.5.4	<i>Disposición de lodos</i>	29
1.2.5	<i>Reactores biológicos</i>	29
1.2.5.1	<i>Clasificación de los rectores biológicos</i>	29
1.2.5.1.1	<i>Reactores anaerobios</i>	29
1.2.5.1.2	<i>Reactores aerobios</i>	30
1.2.5.1.3	<i>Reactores continuos</i>	30
1.2.5.1.4	<i>Reactores discontinuos</i>	30
1.2.5.1.5	<i>Reactores de mezcla completa</i>	31
1.2.5.1.6	<i>Reactores de flujo pistón</i>	32
1.2.6	<i>Diseño de reactores biológicos</i>	32
1.2.6.1	<i>Reactor biológico continuo</i>	35

1.2.6.2	Parámetros de diseño de un reactor biológico	39
1.2.6.2.1	Coficiente de transformación (f)	39
1.2.6.2.2	Carga másica	40
1.2.6.2.3	Edad del lodo	40
1.2.6.2.4	Carga volumétrica	40
1.2.6.2.5	Rendimiento	41
1.2.6.3	Parámetros biocinéticos correspondientes a la producción neta de MLVSS y a la demanda de oxígeno	41
1.2.6.3.1	Mecanismo del tratamiento aerobio de las aguas residuales	41
1.2.6.3.2	Parámetro Y , metabolismo celular	44
1.2.6.3.3	Parámetro a (Metabolismo energético mediante oxidación de sustrato)	44
1.2.6.3.4	Parámetro Y , metabolismo celular	45
1.2.6.3.5	Parámetros de diseño correspondientes a la respiración endógena	46
1.2.6.3.6	Balance de materia para determinar el consumo de oxígeno	48
1.2.6.3.7	Balance de materia para la determinación de la producción neta de biomasa (MLVSS)	49
1.2.6.3.8	Expresiones alternativas para la determinación de la producción neta de biomasa	51
1.2.6.3.9	Expresiones alternativas para el consumo de oxígeno	52
1.2.6.3.10	Decantación de lodos	54
1.2.6.3.11	Relación alimento microorganismos (A/M)	55
1.2.7	Procedimiento de diseño de las plantas de Fangos Activados	56
1.2.7.1	Ecuaciones de diseño en función de las variables de alimentación inicial	56
1.2.7.1.1	Balance de materia para el caudal en la alimentación combinada, " Q_0 "	56
1.2.7.1.2	Balance de materia para DBO en la alimentación combinada, " S_0 "	56
1.2.7.1.3	Balance de materia para sólidos suspendidos volátiles y no volátiles en la alimentación combinada, " $X_{V,0}$ y $X_{NV,0}$ "	57
1.2.7.1.4	Ecuación de diseño de las relaciones cinéticas	58
1.2.7.1.5	Ecuación de diseño para la producción neta de biomasa, " ΔX_V "	58
1.2.7.1.6	Ecuación de diseño para la utilización de oxígeno	59
1.2.7.1.7	Ecuación de diseño para la relación alimento microorganismos (A/M)	59
1.2.7.2	Producción total de lodos	60
1.2.7.3	Determinación de la relación de reciclado, r	62
1.2.7.4	Caudal de purga, Q_w y rebosamiento del clarificador, Q_e	63
1.2.7.5	Tiempo de residencia en el reactor	63
1.2.7.6	Consumo de nutrientes	64

1.2.7.7	<i>Estimación de la temperatura de operación en el reactor biológico</i>	65
1.2.7.8	<i>Balance de materia de los sólidos no volátiles en suspensión</i>	68
1.2.8	<i>Organismos que intervienen en el tratamiento biológico</i>	69
1.2.8.1	<i>Bacterias</i>	69
1.2.8.2	<i>Protozoos</i>	70
1.2.8.3	<i>Hongos</i>	70
1.2.8.4	<i>Algas</i>	70
1.2.8.5	<i>Rotíferos</i>	70
1.2.8.6	<i>Nematodos</i>	70
1.2.9	<i>Procesos que tienen lugar en los tratamientos biológicos</i>	71
1.2.9.1	<i>Crecimiento Biológico</i>	71
1.2.9.2	<i>Hidrólisis</i>	71
1.2.9.3	<i>Desaparición de biomasa</i>	71
1.2.9.3.1	<i>Mantenimiento</i>	71
1.2.9.3.2	<i>Predación.</i>	71
1.2.9.3.3	<i>Muerte y Lisis</i>	71
1.2.10	<i>Sistemas de aireación</i>	71
1.2.10.1	<i>Unidades de difusión de aire</i>	72
1.2.10.1.1	<i>Difusores de burbujas finas</i>	72
1.2.10.1.2	<i>Difusores de burbuja media</i>	73
1.2.10.1.3	<i>Dispositivos de burbuja gruesa</i>	73
1.2.10.2	<i>Unidades de aireación por turbinas</i>	73
1.2.10.3	<i>Equipos de aireación superficial</i>	74
1.2.10.3.1	<i>Rendimiento de transferencia de oxígeno en aireadores superficiales</i>	74
1.2.10.3.2	<i>Potencia</i>	76
1.2.10.3.3	<i>Selección de aireadores y disposición del tanque de aireación</i>	76
2	METODOLOGÍA	77
2.1	Diseño de la investigación	77
2.1.1	<i>Recopilación bibliográfica</i>	77
2.1.2	<i>Investigación experimental</i>	77
2.1.3	<i>Enfoque</i>	77
2.1.3.1	<i>Enfoque Cualitativo</i>	77
2.1.3.2	<i>Enfoque Cuantitativo</i>	78

2.2	Diseño experimental	79
2.3	Desarrollo Experimental	80
2.3.1	<i>Procedimiento</i>	81
2.3.1.1	<i>Caracterización del afluente (Agua residual cruda)</i>	81
2.3.1.2	<i>Proceso biológico</i>	81
2.3.1.3	<i>Post-clarificación y caracterización del agua tratada</i>	83
2.4	Datos	84
2.4.1	<i>Caracterización del agua residual cruda</i>	84
2.4.2	<i>Caracterización del agua tratada en el reactor biológico</i>	84
2.4.3	<i>Caracterización del agua post-clarificada</i>	86
3	CÁLCULOS Y RESULTADOS	87
3.1	Cálculos para el reactor biológico	87
3.1.1	<i>Parámetros de diseño del reactor biológico</i>	87
3.1.1.1	<i>Coeficiente de transformación, “f”</i>	87
3.1.1.2	<i>Carga másica, “Cm “</i>	87
3.1.1.3	<i>Edad del Lodo, “E”</i>	88
3.1.1.4	<i>Carga Volumétrica, Cv</i>	88
3.1.1.5	<i>Rendimiento</i>	89
3.1.2	<i>Parámetros Biocinéticos</i>	90
3.1.2.1	<i>Velocidad de utilización de oxígeno, VUO</i>	90
3.1.2.1.1	<i>Muestra 1: condiciones iniciales (9 horas)</i>	90
3.1.2.1.2	<i>Muestra 2: (15 horas)</i>	91
3.1.2.1.3	<i>Muestra 3: (38 horas)</i>	92
3.1.2.1.4	<i>Muestra 4: (61 horas)</i>	93
3.1.2.1.5	<i>Muestra 5: (84 horas)</i>	94
3.1.2.2	<i>Índice volumétrico de lodos, IVL</i>	96
3.1.2.2.1	<i>Muestra 1: condiciones iniciales (0 horas)</i>	96
3.1.2.3	<i>Determinación experimental de sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles</i>	96
3.1.2.3.1	<i>Muestra 1: condiciones iniciales (0 horas)</i>	96
3.1.2.4	<i>Producción neta de lodos</i>	99
3.1.2.4.1	<i>Muestra 1: Condiciones iniciales (0 horas)</i>	99
3.1.2.5	<i>Parte 1. Cinética de consumo e IVL en función de A/M</i>	99
3.1.2.6	<i>Parte 2. Parámetros de Utilización de Oxígeno “a y b”</i>	103

3.1.2.7 Parte 3. Parámetros de Producción de Biomasa “ Y , y k_d ”	104
3.2 Resultado de los parámetros biocinéticos para el reactor biológico	105
3.3 Cálculos para el Diseño de una Planta de Lodos Activos	106
3.3.1 Datos e Información Requerida para el diseño	106
3.3.2 Kilogramos de DBO_5 consumido/d	107
3.3.3 Estimación preliminar de la potencia	108
3.3.4 Temperatura de operación en el reactor biológico, “ T_w ”	108
3.3.5 Efecto de la temperatura de operación en el reactor sobre los parámetros biocinéticos	109
3.3.5.1 Parámetro “ k ”	109
3.3.5.2 Parámetro “ k_d ”	109
3.3.5.3 Parámetro “ b ”	110
3.3.6 Tiempo de residencia, t	111
3.3.6.1 Para consumo de DBO_5 soluble, para condiciones de temperatura mínima	111
3.3.6.2 Para floculación óptima	111
3.3.6.3 Relación A/M real	112
3.3.6.4 DBO_5 soluble real en el Efluente, “ S_e ” real	112
3.3.7 Volumen del Reactor, “ V ”	113
3.3.8 Demanda de Oxígeno	113
3.3.9 Potencia Requerida en la Aireación	114
3.3.9.1 Concentración de saturación de oxígeno para agua destilada en la superficie en condiciones normales, $(C_{s,s})_{760}$	114
3.3.9.2 Presión de vapor del agua, “ P_v ”	115
3.3.9.3 Concentración de saturación de oxígeno para agua corriente en la superficie, $C_{s,s}$	115
3.3.9.4 Concentración de saturación de oxígeno para agua residual en la superficie, $C_{s,w}$	116
3.3.9.5 Rendimiento de transferencia de oxígeno para el agua residual en condiciones de funcionamiento, $(RT)_{real}$	117
3.3.9.5.1 Potencia	118
3.3.10 Selección de aireadores y disposición del tanque de aireación	119
3.3.11 Producción Neta de Biomasa, “ ΔX_v ”	120
3.3.12 Relación de reciclado, “ r ”	121
3.3.13 Caudales	121
3.3.13.1 Caudal de reciclado, “ Q_R ”	121

3.3.13.2 Caudal de la alimentación combinada, " Q_0 "	122
3.3.13.3 Caudal en la purga, " Q_w "	122
3.3.13.4 Caudal en el efluente, " Q_e "	123
3.3.13.5 Caudal de descarga del clarificador, " Q_u "	123
3.3.13.6 Tiempo hidráulico, " t_h "	124
3.3.14 Balance de materia de sólidos no volátiles	124
3.3.14.1 Sólidos suspendidos no volátiles en el reactor, " $X_{NV,a}$ "	124
3.3.14.2 Sólidos suspendidos no volátiles en la alimentación combinada, " $X_{NV,0}$ "	125
3.3.14.3 Sólidos suspendidos no volátiles en la descarga del clarificador secundario, " $X_{NV,u}$ "	125
3.3.14.4 Sólidos suspendidos no volátiles en la alimentación inicial, " $X_{NV,F}$ "	125
3.3.15 Producción total de lodos	126
3.3.15.1 Sólidos suspendidos volátiles en la purga, " $(VSS)_w$ "	126
3.3.15.2 Sólidos suspendidos no volátiles en la purga, " $(NVSS)_w$ "	126
3.3.15.3 Sólidos suspendidos totales en la purga, " $(TSS)_w$ "	127
3.3.16 Calculo de las Concentraciones de Alimentación Combinada	127
3.3.16.1 DBO ₅ en la Alimentación Combinada, " S_0 "	127
3.3.16.2 Sólidos suspendidos volátiles en la alimentación combinada, " $X_{v,0}$ "	128
3.3.17 Neutralización requerida	128
3.3.18 Nutrientes Requeridos	129
3.3.18.1 Nitrógeno perdido por purga de lodos	129
3.3.18.2 Nitrógeno perdido en el efluente	129
3.3.18.3 Nitrógeno total perdido	129
3.3.18.4 Nitrógeno Disponible	129
3.3.18.5 Fósforo perdido por purga de lodos	130
3.3.18.6 Fósforo perdido en el efluente	130
3.3.18.7 Fósforo total perdido	130
3.3.18.8 Fósforo disponible	131
3.4 Resultado de los Parámetros de Diseño para una Planta de Lodos Activos	131
 4 DISCUSIÓN DE DATOS Y RESULTADOS	 134
4.1 Datos	134
4.2 Resultados	135
 5 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	 137

5.1 Conclusiones	137
5.2 Recomendaciones	138
CITAS BIBLIOGRÁFICAS	139
BIBLIOGRAFÍA	141
ANEXOS	142
Anexo A: Diagrama de flujo del tratamiento biológico	143
Anexo B: Equipo utilizado en la experimentación	144
Anexo C: Etapas del tratamiento.- parte experimental	145
Anexo D: Informe de resultados, caracterizaciones del agua residual.- cruda y post-clarificada.	146

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Principales contaminantes industriales	5
Tabla 2. Coeficientes de transformación	40
Tabla 3. Clasificación de bacterias según el rango de temperatura	70
Tabla 4. Programa de muestreo	83
Tabla 5. Caracterización del agua residual cruda	84
Tabla 6. Datos experimentales del bioreactor	85
Tabla 7. Datos experimentales a la salida del bioreactor	85
Tabla 8. Caracterización del agua post-clarificada (84 horas)	86
Tabla 9. Cálculo de la carga másica dentro del bioreactor	88
Tabla 10. Cálculo de la carga volumétrica dentro del bioreactor	89
Tabla 11. Cálculo de oxígeno disuelto para 9 horas	90
Tabla 12. Cálculo de oxígeno disuelto para 15 horas	91
Tabla 13. Cálculo de oxígeno disuelto para 38 horas	92
Tabla 14. Cálculo de oxígeno disuelto para 61 horas	93
Tabla 15. Cálculo de oxígeno disuelto para 84 horas	94
Tabla 16. Velocidad de utilización de oxígeno	95
Tabla 17. Índice volumétrico de lodos	96
Tabla 18. Sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles	98
Tabla 19. Determinación de la producción neta de lodos, ΔX_V	99
Tabla 20. Datos experimentales para la determinación de constantes biocinéticas	100
Tabla 21. Cinética de consumo	101
Tabla 22. Cinética de utilización de oxígeno	103
Tabla 23. Parámetros de producción de biomasa	104
Tabla 24. Parámetros biocinéticos para el reactor biológico	105
Tabla 25. Datos sobre la alimentación inicial	106

Tabla 26. Datos sobre la calidad del efluente	106
Tabla 27. Información para el diseño del reactor biológico	107
Tabla 28. Valores de saturación de oxígeno en agua destilada bajo condiciones normales	114
Tabla 29. Presión de vapor de agua	115
Tabla 30. Parámetros de diseño para una planta de lodos activos	131

LISTA DE DIAGRAMAS

	pág.
Diagrama 1. Proceso típico de elaboración de azúcar	9
Diagrama 2. Mecanismo de la degradación biológica aerobia	43
Diagrama 3. Diseño experimental	79
Diagrama 4. Información requerida para el diseño de la planta de lodos activos	133

LISTA DE GRÁFICOS

	pág.
Gráfico 1. Representación de oxígeno disuelto vs. Tiempo (9 horas)	91
Gráfico 2. Representación de oxígeno disuelto vs. Tiempo (15 horas)	92
Gráfico 3. Representación de oxígeno disuelto vs. Tiempo (38 horas)	93
Gráfico 4. Representación de oxígeno disuelto vs. Tiempo (61 horas)	94
Gráfico 5. Representación de oxígeno disuelto vs. Tiempo (84 horas)	95
Gráfico 6. Determinación de la constante de velocidad de consumo de sustrato, “k”	102
Gráfico 7. Representación del índice volumétrico de lodos en función de la relación alimento microorganismos	102
Gráfico 8. Determinación del metabolismo energético por oxidación del sustrato, “a” y oxígeno utilizado por día de sólidos suspendidos volátiles, “b”	103
Gráfico 9. Determinación del coeficiente de descomposición microbiana, “k _d ” y la producción de lodo biológico de sustrato consumido, “Y”	105

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Fases del crecimiento microbiano y zonas en que operan los procesos biológicos aerobios.	22
Figura 2. Proceso convencional de lodos activos	23
Figura 3. Proceso convencional de lodos activos con reactor de flujo pistón	24
Figura 4. Proceso de lodos activos con mezcla completa	25
Figura 5. Reactor anaerobio	30
Figura 6. Reactor discontinuo	31
Figura 7. Reactor de mezcla completa	31
Figura 8. Reactor de flujo pistón	32
Figura 9. Proceso convencional de lodos activos	33
Figura 10. Diagrama simplificado del reactor continuo	35
Figura 11. Determinación gráfica de la constante de velocidad de consumo de sustrato, “k”	39
Figura 12. Determinación gráfica del coeficiente de descomposición microbiana, “ k_d ” y la producción de lodo biológico de sustrato consumido, “Y”	52
Figura 13. Determinación gráfica del metabolismo energético por oxidación del sustrato, “a” y oxígeno utilizado por día de sólidos suspendidos volátiles, “b”	53
Figura 14. Balance global de sólidos en suspensión	60
Figura 15. Balance térmico del reactor aerobio	66
Figura 16. Esquema de un sistema de difusión de burbuja fina	72
Figura 17. Sistema de aireación de turbina	73
Figura 18. Características de aireadores de superficie	74
Figura 19. Reactor de flujo continuo a escala de laboratorio	80
Figura 20. Vista en sección de las cámaras de decantación y aireación	82
Figura 21. Características de aireadores de superficie	119
Figura 22. Dimensiones del reactor biológico	132
Figura 23. Disposición de aireadores	132

TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES GENERADAS EN UN INGENIO AZUCARERO – CON LA TECNOLOGÍA DE LODOS ACTIVADOS

RESUMEN

Estudio del tratamiento biológico de las aguas residuales de una industria azucarera, utilizando la tecnología de “Lodos Activos” y la relación DBO_5/DQO , considerando las características fisicoquímicas de estos efluentes.

Se realizó el proceso biológico en un reactor en nivel de laboratorio con aireación prolongada, con la siembra de microorganismos activados y la adición de compuestos orgánicos e inorgánicos para satisfacer sus necesidades de NPK y de fuentes de carbono. Se cuantificó diariamente en los efluentes, el pH, la Demanda Química de Oxígeno, Demanda Bioquímica de Oxígeno, la Temperatura, el Oxígeno Disuelto y los Sólidos Suspendidos Volátiles, parámetros considerados como variables de operación.

En función del planteamiento teórico y el procedimiento experimental se especificaron los parámetros biocinéticos para el reactor biológico y con estos parámetros se realizaron los cálculos para el diseño de la Planta de Lodos Activos.

De los resultados obtenidos se puede establecer que a pesar de que se obtuvo una remoción del 97% de la DBO_5 , debido a la alta carga orgánica de estos efluentes, por una pequeña diferencia no se cumple con los rangos definidos por las normas TULAS para descargas líquidas a cauces de agua dulce.

PALABRAS CLAVES: /TRATAMIENTO BIOLÓGICO/ REACTORES BIOLÓGICOS/ TRATAMIENTO DE EFLUENTES INDUSTRIALES/ INDUSTRIA AZUCARERA/ EFLUENTES INDUSTRIALES/ BIODEGRADACIÓN/

BIOLOGICAL TREATMENT OF WASTEWATER GENERATED IN SUGARMILL – WITH ACTIVATED SLUDGE TECHNOLOGY

ABSTRACT

Study of biological treatment of wastewater from a sugar industry using "Activated Sludge" technology and BOD₅/COD relation, considering the physicochemical characteristics of this effluent.

Biological process was performed in a laboratory scale reactor with prolonged aeration, seeding with activated microorganisms and adding organic and inorganic compounds to meet their NPK needs and carbon sources. We quantified daily the effluents, pH, chemical oxygen demand, biochemical oxygen demand, temperature, dissolved oxygen and volatile suspended solids, parameters considered as operating variables.

In function on the theoretical approach and the experimental procedure biokinetic parameters were specified for the biological reactor with these parameters and calculations were performed for the design of the activated sludge plant.

From the results it can be stated that although there was obtained a 97% removal of BOD₅, owing to the high organic load of the effluent by a small difference does not meet the ranges defined by the TULAS standards for discharge liquid freshwater streams.

KEYWORDS: /BIOLOGICAL TREATMENT/ BIOREACTORS/ TREATMENT OF INDUSTRIAL WASTEWATER/ SUGAR INDUSTRY/ INDUSTRIAL WASTEWATER / BIODEGRADATION/

INTRODUCCIÓN

El desarrollo industrial en el país ha generado en los últimos años un crecimiento de efluentes sólidos, líquidos y gaseosos que muchas veces son arrojados indiscriminadamente al medio ambiente, incrementando de este modo la contaminación, afectando a todos los recursos naturales. El agua es un recurso que no se escapa de esta realidad, por ser el más importante en el mundo, ya que de no existir tanto la vida como la industria no funcionarían.

Cierta cantidad de vertidos residuales generados por industrias azucareras en el Ecuador no son tratados adecuadamente. Son descargados a alcantarillas públicas o causes de ríos, dejando que la naturaleza se encargue de degradar los desechos en forma natural aumentando la contaminación ambiental.

Los Ingenios Azucareros crean una amplia contaminación ambiental, generando efluentes con alto contenido en materia orgánica y altos flujos de carga contaminante, ocasionando malestar dentro de la comunidad aledaña y perjudicando al medio ambiente.

En la Provincia de Imbabura existe una industria azucarera con una cantidad de producción representativa, por lo que se puede hacer un tratamiento del efluente con el fin de cumplir normas ambientales.

En Ecuador por ser un país donde se encuentra una cantidad considerable de Ingenios Azucareros se les puede dar una opción de cómo tratar las aguas residuales del proceso de fabricación del azúcar.

La presente investigación busca tratar biológicamente el agua residual de un Ingenio Azucarero aplicando la tecnología de lodos activos. Para cumplir con este objetivo se debe analizar la variación de la composición del agua residual proveniente del Ingenio Azucarero mediante ensayos fisicoquímicos antes y después del tratamiento biológico. Identificar las variables dependientes e independientes que intervienen en el proceso biológico. Disminuir la contaminación generada por las descargas líquidas del Ingenio Azucarero, con el fin de reducir la contaminación ambiental.

Se utilizará un sistema de tratamiento mixto que consta de un Tratamiento Secundario y Post-tratamiento. Se elige esta tecnología por su continua renovación en investigación y desarrollo, con nuevas aportaciones de procedimientos, materiales e instrumentación que ha servido como base para la propuesta de la presente investigación.

Se determinan variables de operación como pH, demanda química de oxígeno-DQO, demanda bioquímica de oxígeno-DBO₅, oxígeno disuelto y sólidos suspendidos volátiles-VSS, que posteriormente conducirán a definir los parámetros biocinéticos para el diseño del reactor biológico.

El principal objetivo es reducir la carga contaminante de estas aguas residuales, para que luego de ser tratadas cumplan con normas específicas, antes de que se puedan volver a usar, o con normas definidas estrictamente antes de que puedan ser descargadas en una corriente de agua.

1 MARCO TEÓRICO

1.1 Antecedentes

El desarrollo industrial dentro del país ha generado en los últimos años un crecimiento de efluentes que muchas veces son arrojados a alcantarillas públicas o causes de ríos, incrementando de este modo la contaminación del medio ambiente. Una de las Industrias que genera una amplia contaminación ambiental es el Ingenio Azucarero.

Actualmente los municipios están implementando normas ambientales con el fin de prevenir la contaminación ambiental desmedida, esto hace que las industrias busquen estrategias para el control y tratamiento de sus efluentes líquidos, para así lograr que las aguas residuales antes de ser vertidas en alcantarillas o causes de ríos cumplan con las normas técnicas ecológicas vigentes en lo que a efluentes líquidos se refiere.

En el desarrollo de una industria azucarera diversificada y con esquemas flexibles de producción, existe un incremento en el nivel de contaminación de efluentes líquidos, que puede ser eliminado ó mitigado con un adecuado uso y reuso del agua de proceso y con la aplicación de diferentes tratamientos que protejan el medio ambiente. Para disminuir estos graves problemas de contaminación orgánica en la actualidad se hace uso principalmente de sistemas biotecnológicos. Uno de estos tratamientos es la tecnología de lodos activados, tecnología aplicada para la biodegradación de la materia orgánica.

El proceso de lodos activos es un tratamiento mediante el cual el agua residual y el lodo biológico son mezclados y aireados en forma continua en un reactor, en el mismo se produce la síntesis de la materia orgánica reduciendo la concentración de la demanda química y biológica del agua tratada, por lo que es una tecnología que continua renovándose en investigación y desarrollo, con nuevas aportaciones de procedimientos, materiales e instrumentación que mejoran los procesos existentes.

Con el fin de mitigar esta problemática en la industria azucarera se realizará un estudio a nivel piloto enfocado como un primer paso al estudio del tratamiento biológico aerobio de las aguas residuales dentro de esta industria mediante el proceso de Lodos activos.

1.2 Fundamentación teórica

1.2.1 Generalidades.- Los procesos geoquímicos utilizados por la naturaleza para procesar la contaminación ambiental actualmente resultan insuficientes debido al incremento en la contaminación generada por las actividades del hombre y la propia. En los centros urbanos del planeta se generan grandes cantidades de aguas residuales como consecuencia del desarrollo de las actividades humanas.

Las aguas residuales que son generadas por las actividades humanas, sólo en países desarrollados son tratadas antes de ser arrojadas a fuentes naturales. Sin embargo, en casi todos los países todavía las industrias arrojan las aguas de desecho a las alcantarillas o cauces de ríos, sin ningún tratamiento previo y en la mayoría de los países subdesarrollados son pocas las industrias que les dan algún tratamiento antes de desechar las descargas líquidas, esto hace que el problema de la generación de las aguas residuales aumente a medida que crece la población, la industria y las demás actividades humanas.

Los contaminantes biodegradables de las aguas residuales pueden ser degradados mediante procesos naturales o en sistemas de tratamientos dispuestos por el hombre, en los que se acelera el proceso de descomposición de la materia orgánica con microorganismos.

1.2.2 Origen de las aguas residuales industriales.- El desarrollo y la industrialización suponen un mayor uso de agua, una gran generación de residuos muchos de los cuales son eliminados en forma indiscriminada.

Algunas fuentes de contaminación del agua son naturales. Normalmente las fuentes de contaminación natural son muy dispersas y no provocan concentraciones altas de polución. La contaminación de origen humano, en cambio, se concentra en zonas concretas y, para la mayor parte de los contaminantes, es mucho más peligrosa que la natural.

En la actividad industrial se producen distintos tipos de residuos que incluyen residuos de procesos derivados de la manufactura, aguas de lavado, aguas procedentes de operaciones de enfriamiento y calentamiento. Las aguas residuales generadas en la industria suelen tener características muy variables, incluso al tratarse de industrias similares.

Tabla 1. Principales contaminantes industriales

Sector industrial	Substancias contaminantes principales
Construcción	Sólidos en suspensión, metales, pH.
Minería	Sólidos en suspensión, metales pesados, materia orgánica, pH, cianuros.
Energía	Calor, hidrocarburos y productos químicos.
Textil y piel	Cromo, taninos, tenso activos, sulfuros, colorantes, grasas, disolventes orgánicos, ácidos acético y fórmico, sólidos en suspensión.
Automoción	Aceites lubricantes, pinturas y aguas residuales.
Navales	Petróleo, productos químicos, disolventes y pigmentos.
Siderurgia	Cascarillas, aceites, metales disueltos, emulsiones, sosas y ácidos.
Fabricación de Azúcar	Sólidos en suspensión, materia orgánica, pH.
Fertilizantes	Nitratos y fosfatos.
Pasta y papel	Sólidos en suspensión y otros que afectan al balance de oxígeno.
Plaguicidas	Organohalogenados, organofosforados, compuestos cancerígenos, biocidas, etc.
Fibras químicas	Aceites minerales y otros que afectan al balance de oxígeno.
Pinturas, barnices y tintas	Compuestos de Zn, Cr, Se, Mo, Ti, Sn, Ba, Co, etc.

Normalmente en los países desarrollados muchas industrias poseen eficaces sistemas de depuración de las aguas, sobre todo las que producen contaminantes más peligrosos, como metales tóxicos. En algunos países en vías de desarrollo la contaminación del agua por residuos industriales es muy importante.

La actividad doméstica produce principalmente residuos orgánicos, pero el alcantarillado arrastra además todo tipo de sustancias: emisiones de los automóviles (hidrocarburos, plomo, otros metales...), sales, ácidos, etc.

La navegación produce diferentes tipos de contaminación, especialmente con hidrocarburos. Los vertidos de petróleo, accidentales o no, provocan importantes daños ecológicos.

Los trabajos agrícolas producen vertidos de pesticidas, fertilizantes y restos orgánicos de

animales y plantas que contaminan de una forma difusa pero muy notable las aguas.

1.2.3 Industria Azucarera

1.2.3.1 Proceso productivo.- El procesamiento de caña de azúcar se distribuye en tres áreas. Considerándose un proceso secuencial hasta obtener el azúcar (morena, blanca o refino) y sus subproductos.

1.2.3.1.1 Área de molinos.- Incluye la recepción de caña de azúcar, extracción de jugo y obtención de bagazo.

a. Recepción, descarga y alimentación de la caña.- La caña de azúcar es transportada al ingenio. Posteriormente, pesada en básculas anexas a la fábrica y descargada en las mesas alimentadoras por medio de grúas cañeras, volteadores laterales u otros equipos. Se hace el lavado de la caña de azúcar, con el fin de eliminar la arena y otro tipo de impurezas. La caña pasa al conductor principal. Sobre el conductor, la caña es picada con uno o dos juegos de cuchillas picadoras y desfibradoras. Las picadoras y las desfibradoras aseguran la alimentación a los molinos haciendo eficiente la extracción de jugo. Las desfibradoras son poco usadas, pues normalmente los ingenios cuentan con dos o tres juegos de picadoras.

b. Molienda.- Al salir la caña de las picadoras pasa al primer molino en donde, a través de un conductor intermedio pasa a un segundo molino, y así sucesivamente hasta el último molino dependiendo del tamaño del tándem. Generalmente el número de molinos oscila entre 4 y 7. Para ayudar a la extracción del jugo generalmente se adopta antes del último molino, la adición de agua caliente para extraer 94 o 95% de la azúcar contenida en la caña, esto favorece la capacidad de los molinos transformando la caña en una masa homogénea y compacta. En los molinos anteriores, se adiciona jugo diluido del molino al cual precede (imbibición). A la postre el jugo se somete a uno o preferiblemente a dos tamizados (grueso y fino) eliminando la mayor cantidad de bagacillo. El residuo (bagazo) es utilizado como combustible en calderas para generar vapor y producir energía eléctrica la misma que es utilizada para calentar los jugos y cocer las masas de jugo de la caña de azúcar.

1.2.3.1.2 Área de cogeneración de energía eléctrica.- La cogeneración de energía eléctrica está definida como la producción simultánea de energía térmica y energía eléctrica.

El bagazo originario del proceso de molienda es trasladado por conductores hacia las calderas para ser consumido como combustible en la producción de vapor de agua. Este vapor es

posteriormente utilizado en turbogeneradores de contrapresión o de condensación donde se genera la energía eléctrica utilizada en todo el proceso de la fabricación de azúcar. En el caso de usar turbogeneradores de contrapresión o de escape, este vapor es utilizado en el proceso de producción de azúcar en sus diferentes etapas de calentamiento.

1.2.3.1.3 Área de fabricación

a. Purificación.- El jugo que se extrae de los molinos es ácido, turbio y de color verde oscuro por lo que necesita una purificación, esta inicia con el proceso de sulfitación. Consiste en la adición de azufre como dióxido de azufre (SO_2) en contracorriente con el jugo proveniente de molinos, para que reaccionen los compuestos férricos con el azufre iniciando la reducción de color. Al jugo sulfitado se adiciona lechada de cal elevando el pH a 7,0 – 7,2. Seguidamente es pasado a dos etapas de calentamiento, se utilizan intercambiadores de calor (tubulares o de placa) entre el jugo y el vapor de los evaporadores. En la primera etapa, pasa a una temperatura de 45 a 85°C y en la segunda pasa de 85 a 105°C. Inmediatamente, a este jugo calentado se agrega una solución de floculante, para dar inicio a la fase de clarificación.

b. Clarificación.- Es una separación de fases del jugo para decantarlo. Esta decantación se realiza en clarificadores de jugo, donde el jugo clarificado se extrae por la parte superior y las impurezas (sedimento, lodo ó cachaza) que van al fondo son extraídas a través de bombas especiales. Para eliminar las impurezas restantes se pasa el jugo clarificado por tamices estacionarios o vibratorios. El sedimento extraído contiene cierto porcentaje de jugo de azúcar para recuperarlo se pasa por filtros rotatorios al vacío, y es retornado al proceso. La torta obtenida es enviada al campo.

c. Evaporación.- El jugo clarificado (libre de impurezas), pasa a los evaporadores en estos se elimina alrededor del 80% de agua. La evaporización se hace en dos etapas: (1) la evaporación propiamente dicha, se evapora aproximadamente las dos terceras partes de agua, obteniéndose la meladura; y (2) el cocimiento. Los evaporadores son de cuatro o cinco efectos, que permiten trabajar con temperatura menos peligrosa, debido a que altas temperaturas producen pérdidas por inversión (de sacarosa) y coloración del jugo que permanece hasta los cristales de azúcar.

d. Cristalización.- Es el proceso en el cual la meladura obtenida en la evaporación pasa a la última etapa de concentración máxima, a medida que la meladura se concentra, aumenta su viscosidad y comienzan a aparecer los cristales de azúcar. El equipo es análogo al de los

evaporadores pero adaptado para manejar el producto viscoso, los mismos que reciben el nombre de tachos. De esta operación depende la calidad del azúcar final. Los tachos trabajan a vacío teniendo baja temperatura en la evaporación y evitando la caramelización del azúcar.

e. Centrifugación.- En los tachos se obtiene una masa llamada masa cocida, es una mezcla de cristales de azúcar y miel, esta es enviada a centrifugación. Operación que consiste en separar los cristales de la masa para conseguir el azúcar en forma comercial. Se obtiene azúcar crudo o blanco, y miel. La miel es retornada a los tachos para dos etapas adicionales de cristalización. Producto de tres estaciones de centrífugas se obtiene tres tipos de azúcar: (1) azúcar de primera, la llamada azúcar comercial; (2) azúcar de segunda, utilizada para el cocimiento de primera; y (3) azúcar de tercera, utiliza para la cristalización del segundo cocimiento. De esta última, se extrae una miel denominada melaza.

f. Azúcar refino.- El azúcar de primera es fundido y aireado en un recipiente a presión. El licor que se consigue es enviado por los filtros de carbón y tierra infusoria, para eliminar las impurezas y entregado posteriormente a los tachos de refino. Análogo que en los tachos de fábrica, se elimina el agua y se obtiene azúcar refino-cristalizada, la cual pasa de las centrífugas a los secadores y luego al envase. El jarabe obtenido, retorna a los tachos de refino mezclándose con el licor fundido para continuar el ciclo de producción.

g. Secado y envasado.- Al salir de la centrífuga el azúcar pasa a ser secada y enfriada, para una buena conservación en el almacén. Las secadoras y enfriadoras son tambores rotativos por de los cuales se circula aire caliente y frío, deshumedeciéndola y enfriándola, respectivamente. A continuación, se envía al área de envasado.

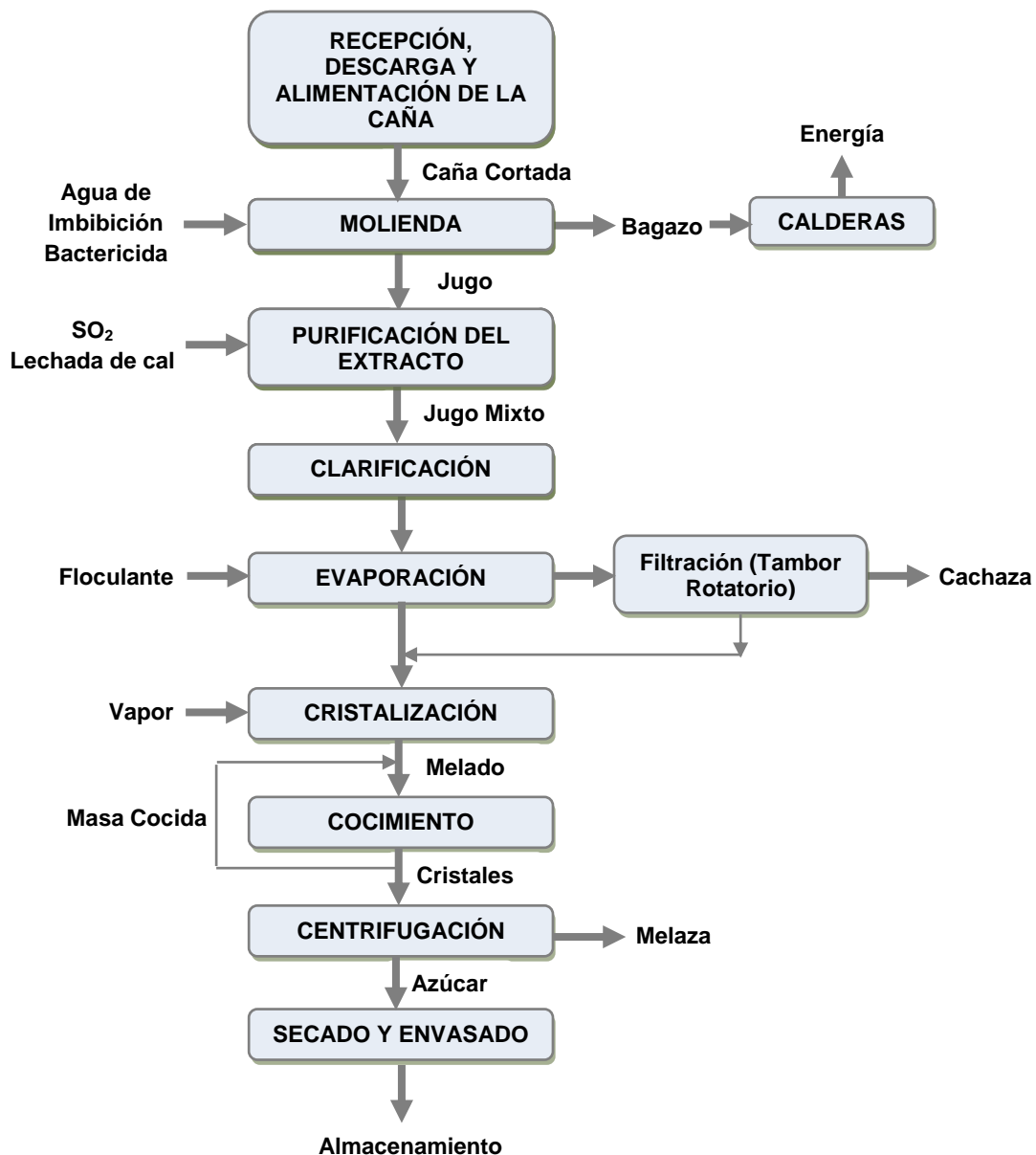


Diagrama 1. Proceso típico de elaboración de azúcar

1.2.3.2 Generación de residuos líquidos.- Actualmente se consume mucha agua en la industria azucarera, lo que constituye un serio problema para algunos países debido a lo limitado de este recurso. La disponibilidad de agua potable para consumo doméstico se va tornando en un problema serio para las generaciones actuales y futuras, y en esta competencia entra a formar parte, también, el agua que se consume en los procesos industriales. Las aguas residuales generadas en un ingenio azucarero provienen principalmente de:

- Lavado de la caña de azúcar.
- Agua de alimentación a calderas

- Estaciones de evaporación y cocción (condensado sobrante y agua de limpieza).
- Refinación (agua de regeneración de los intercambiadores iónicos).
- Escapes a la atmósfera por válvulas, tuberías y equipos de proceso
- Limpieza y desinfección de sistemas mediante equipos auxiliares: sopladores de hollín, escobas de tachos, etc.
- Preparación de productos químicos
- Dilución de mieles
- Lavado de centrífugas
- Lavado de la torta de los filtros
- Limpieza de patios y pisos.

1.2.3.3 Requerimientos de agua

- Se requieren 500 kg de agua para producir 1 kg de azúcar. Una cuestión importante en la ubicación del ingenio es la disponibilidad de agua en abundancia.
- La cantidad de agua de enfriamiento que necesita el condensador es grande. Ascende aproximadamente a 50 kg de agua por kg de condensado. Un consumo de 756 m³/h es cosa corriente en una central de tamaño moderado.
- La capacidad de la bomba de agua de inyección en el condensador de los evaporadores es de 8382 m³ de agua por tonelada por hora de caña.
- El agua requerida para el condensador de los tachos es 7.424 m³ por hora por tonelada de caña por hora.

1.2.3.4 Gestión del agua.- La gestión del agua en un ingenio azucarero debe tener como objetivo disminuir la cantidad de agua residual generada, que demande el mínimo tratamiento y que pueda reusarse dentro del proceso de producción.

En la fabricación del azúcar no hay proceso en el que no se requiera agua en mayor o en menor cantidad. Es conveniente mantener separados los circuitos del agua muy contaminada (agua de transporte, limpieza, regeneración y caída) y poco contaminada (agua de refrigeración de turbinas y bombas, agua de bloqueo y de lavado de gas, sobrante de condensado), ya que el agua poco contaminada puede verterse a los cursos de agua.

La contaminación va aumentando en el curso de la operación, llegando a alcanzar valores de DQO de 6.500 mg/l o valores de DBO₅ de 4.000 mg/l y más. Durante el procesamiento de la caña de azúcar se originan grandes cantidades de agua de lavado de la caña y de mezcla de condensado (agua de caída) en la condensación de vapores y en la refinación del azúcar de caña.

Esta agua tiene que devolverse al circuito. Gran contaminación presentan el agua de lavado de la caña (260 a 700 mg/l DBO₅), el residuo de filtrado (2.500 a 10.000 mg/l DBO₅), el agua de limpieza del carbón decolorante y de las resinas de los intercambiadores iónicos en las refinerías (750 a 1.200 mg/l DBO₅). Entre las aguas de limpieza se cuentan también las aguas residuales necesarias para limpiar los locales y las instalaciones de fabricación durante y después de la operación, así como para la limpieza de los vehículos de transporte del azúcar. A esto se añaden, en caso de anomalías, aguas y jugos derramados (el jugo diluido tiene p. ej. Un DBO₅ de aprox. 80.000 mg/l), de modo que pueden presentarse valores de hasta 18.000 mg DBO₅/l. En caso de una gestión cuidadosa de los procesos puede evitarse que estas aguas residuales sobrepasen valores de 5.000 mg DBO₅/l.

El ordenamiento de la gestión del agua en una fábrica de azúcar debe tener como objetivo que la cantidad de agua contaminada que tenga que verterse o tratarse sea la mínima posible. De las medidas a tomar a nivel interno de la empresa, la recuperación del agua ocupa el primer lugar. Después de cerrar los circuitos, la gestión del agua debe disponerse de modo que las aguas pocas o apenas contaminadas y que no necesiten mayores tratamientos puedan verterse a los canales de desagüe.

Los procedimientos de depuración de aguas residuales que pueden aplicarse en las fábricas de azúcar dependen en gran medida de las particularidades locales. La depuración de las aguas residuales y las características de los circuitos a nivel interno de la empresa tienen una influencia determinante sobre el tamaño de las instalaciones y el grado de degradación alcanzable.

1.2.3.5 Parámetros de control en el tratamiento de aguas residuales.- Los parámetros de control ayudan a definir la calidad de las aguas, en la caracterización de aguas residuales se debe incluir pruebas que suministren información sobre la toxicidad, potencial del residuo, contaminantes que requieran un tratamiento específico, evaluación de nutrientes y sustancias interferentes o inhibidoras; algunos de estos parámetros se utilizan en el control de procesos de tratamiento.

1.2.3.5.1 Parámetros físicos

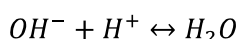
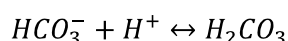
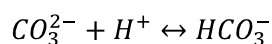
a. Color.- La coloración de un agua puede clasificarse en verdadera o real cuando se debe sólo a las sustancias que tiene en solución, y aparente cuando su color es debido a las sustancias que tiene en suspensión.

b. Turbidez.- La turbidez de un agua se debe a la presencia de materias en suspensión finamente divididas; arcillas, limos, partículas, materias inorgánicas. Su determinación tiene un gran interés como parámetro de control en aguas contaminadas y residuales.

c. Temperatura.- La determinación de temperatura, es importante cuando se habla de contaminación térmica, además es una variable que afecta directamente parámetros del agua como conductividad, pH, solubilidad, por lo que es determinante en tratamientos biológicos.

1.2.3.5.2 Parámetros químicos

a. Alcalinidad.- Es una medida de la capacidad para neutralizar ácidos, debido principalmente a la presencia de los iones CO_3^{2-} , HCO_3^- , e OH^- .



La alcalinidad es de importancia en muchos usos y tratamientos de agua natural y aguas residuales. Se corrige por descarbonatación con cal, tratamiento con ácido, o por desmineralización por intercambio iónico.

b. Aceites y Grasas.- Se les concede especial atención por su escasa miscibilidad en el agua y su tendencia a separarse de la fase acuosa. A pesar de que estas características son una ventaja para facilitar la separación del aceite y la grasa mediante el uso de sistemas de flotación, su presencia complica el transporte de los residuos por las tuberías, su eliminación en unidades de tratamiento biológico y su disposición en las aguas receptoras. Las grasas y aceites han generado muchos problemas en el tratamiento de aguas residuales.

En las plantas de lodos activados, la grasa por lo general se acumula en “globos de grasa”. Los procesos de lodos activados son afectados adversamente por las excesivas cantidades de grasa que envuelven las formas biológicas lo suficiente para interferir con la transferencia de oxígeno del líquido al interior de las células vivientes.

c. Fosfatos.- El ión fosfato, PO_4^{3-} , forma sales poco solubles y precipita fácilmente como

fosfato cálcico. Al pertenecer a un ácido débil contribuye a la alcalinidad de las aguas.

Generalmente no se encuentra en altas concentraciones en el agua, pero puede incrementarse debido al uso de fertilizantes. Puede ser crítico en la eutrofización de aguas superficiales. Se lo determina por colorimetría.

d. Nitrógeno total Kjeldahl.- El Nitrógeno Total Kjeldahl es un indicador utilizado en ingeniería ambiental. Refleja la cantidad total de nitrógeno en el agua analizada, suma del nitrógeno orgánico en sus diversas formas (proteínas y ácidos nucleicos en diversos estados de degradación, urea, aminas, etc.) y el ion amonio NH_4^+ .

Es un parámetro importante en estaciones depuradoras de aguas residuales ya que mide el nitrógeno total capaz de ser nitrificado a nitritos y nitratos y, posteriormente y en su caso, desnitrificado a nitrógeno gaseoso.

e. pH.- Las medidas de pH se realizan con un electrodo de vidrio, el cual genera un potencial que varía linealmente con el pH de la solución en la que está inmerso. El electrodo consiste en una célula con un potencial controlado por la actividad del protón a cada lado de una membrana de vidrio muy fina.

Por definición el pH de una solución es igual al logaritmo negativo de la concentración de los iones hidronio (H_3O^+) en la solución.

$$\text{pH} = -\log[\text{H}_3\text{O}^+] \quad (1)$$

El pH de la mayoría de las aguas naturales está entre 6 – 9 unidades. Éste permanece razonablemente constante a menos que la calidad de agua cambie debido a las influencias de tipo natural o por descarga de efluentes, aumentando la acidez o la basicidad. Es importante mantener el control de pH (6 – 8) en los sistemas biológicos de tratamiento de aguas residuales.

f. Sólidos.- Los sólidos se clasifican como: sólidos totales, sólidos en suspensión, sólidos totales disueltos, sólidos totales volátiles y sólidos volátiles en suspensión.

La determinación experimental de sólidos esta referida a la Norma Oficial Mexicana NOM-AA-34-1976 para Análisis de agua.- Determinación de sólidos.

Sólidos totales en suspensión.- El contenido de sólidos de un agua afecta directamente la

cantidad de lodos que se produce en el sistema de tratamiento o disposición. Se considera como sólidos totales de un agua el residuo de la evaporación y secado a 103 – 105 °C.

La determinación experimental de sólidos totales en suspensión, se la realiza en función de la cantidad de sólidos probables.

Tomar una cantidad de muestra que contenga como mínimo 25 mg de sólidos totales. Filtrar la muestra en un filtro de fibra de vidrio. Transferir el filtro con los sólidos retenidos a un crisol previamente puesto a masa constante (m_{G3})

$$m_{G3} = m_{G1} + m_{G2} \quad (2)$$

Donde:

m_{G1} = masa del crisol tarado, mg

m_{G2} = masa papel del filtro de vidrio, mg

m_{G3} = masa del crisol más papel filtro, mg

Secar la muestra en la estufa de 103 °C a 105 °C hasta peso constante durante 2 horas.

Enfriar en desecador hasta temperatura ambiente y determinar su masa (m_{G4}).

El contenido de sólidos totales, se calcula con la siguiente fórmula:

$$SST = \frac{m_{G4} - m_{G3}}{V} * 1000 \quad (3)$$

Donde:

SST = Sólidos totales en suspensión, mg/l

m_{G4} = masa del crisol más papel filtro con el residuo, después de la evaporación, mg

m_{G3} = masa del crisol más papel filtro, en mg

V = volumen de muestra, en ml

Sólidos volátiles en suspensión.- Son, básicamente, la fracción orgánica de los sólidos o porción de los sólidos que se volatilizan a temperaturas de 550 ± 50 °C. Su determinación es muy importante en lodos activados, lodos crudos y lodos digeridos. El residuo de la calcinación se conoce como sólidos fijos y constituye la porción inorgánica o mineral de los sólidos.

La determinación experimental de sólidos volátiles en suspensión, se la realiza en función

del cálculo para determinar sólidos totales en suspensión.

El crisol conteniendo el residuo anterior se introduce en una mufla a 550°C durante 15 a 20 minutos.

Sacar la muestra, enfriar en el desecador hasta temperatura ambiente y determinar su masa (m^*_{G4})

El contenido de sólidos totales volátiles, se calcula con la siguiente expresión:

$$SSV = \frac{m^*_{G4} - m_{G3}}{V} * 1000 \quad (4)$$

Donde:

SSV = sólidos suspendidos volátiles en suspensión, mg/l

m^*_{G4} = masa del crisol más papel filtro con el residuo, después de la calcinación, mg

V = volumen de muestra, ml

Sólidos sedimentables.- son una medida del volumen de sólidos asentados al fondo de un cono Imhoff, en un período de una hora, y representan la cantidad de lodo removible por sedimentación simple; se expresan comúnmente en ml/l.

Sólidos disueltos.- representan el material soluble y coloidal, el cual requiere usualmente para su remoción, oxidación biológica o, coagulación y sedimentación.

Sólidos suspendidos.- o no disueltos constituyen la diferencia entre los sólidos totales de la muestra no filtrada y los sólidos de la muestra filtrada. En la práctica los sólidos disueltos son aquellos con tamaño menor a 1.2 mm, tamaño nominal de poros correspondiente a los filtros de fibra de vidrio usados para hacer la separación.

Los sólidos suspendidos son sólidos constituidos por sólidos sedimentables, sólidos en suspensión y sólidos coloidales, cuyo tamaño de partícula no pase del filtro estándar de fibra de vidrio, mientras que los sólidos totales en suspensión cuantifican la cantidad de materia, capaz de volatizarse por el efecto de la calcinación a 550°C en un tiempo de 15 a 20 minutos.

g. Oxígeno Disuelto (OD).- Los niveles de OD en aguas naturales y residuales dependen de la actividad física, química y bioquímica del sistema de aguas. El análisis de OD es una prueba

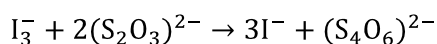
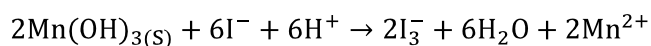
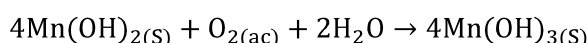
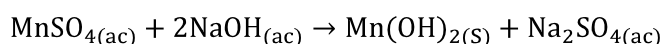
clave de la contaminación en la muestra y control del proceso de tratamiento en aguas residuales.

La cantidad de oxígeno disuelto determina la existencia de las condiciones aeróbicas o anaeróbicas en un medio en particular; su contenido depende de la concentración y estabilidad de la materia orgánica que es un factor importante en la auto purificación de las masas de agua.

La determinación de OD se puede realizar por medio de una titulación redox (Método Winkler), o electrodos apropiadamente calibrados.

- **Método de Winkler.-** El método Winkler se basa en un análisis Iodométrico, implica el tratamiento de la muestra con un exceso de manganeso (II), yoduro de potasio e hidróxido de sodio. El hidróxido de manganeso (II) de color blanco que se produce, reacciona rápidamente con el oxígeno disuelto para formar hidróxido de manganeso (III) de color marrón. Al acidificar el hidróxido de manganeso (III) oxida el yoduro a yodo y este último se valora con una solución de tiosulfato de sodio. El frasco Winkler es el óptimo para la toma de muestra y posterior adición de reactivos. No obstante, pueden usarse frascos corrientes de 250 ml con tapón de vidrio esmerilado.

Las reacciones a manejar son:



La determinación de OD experimental está referida a la Norma Mexicana NMX-AA-012-SCFI-2001, Determinación de oxígeno disuelto en aguas naturales, residuales y residuales tratadas.

➤ **Procedimiento:**

- * Recolectar la muestra (en una botella de Winkler), tomando las debidas precauciones, con el fin de que no se introduzca aire del ambiente en la misma.
- * Adicionar a la botella con la muestra, 1 ml de solución de sulfato de manganeso.
- * Agregar 1 ml de solución alcalina de ioduro-azida.
- * Tapar la botella, agitar vigorosamente y dejar sedimentar el precipitado.
- * Añadir 1 ml de ácido sulfúrico concentrado, volver a tapar y mezclar por inversión, hasta la completa disolución del precipitado.
- * Titular 50 ml de la muestra con la solución estándar de tiosulfato de sodio (0,025 M), agregar 0,5 ml de solución de almidón (1%) cuando se obtenga un color amarillo pálido y continuar titulado hasta la desaparición del color azul. Registrar los ml de solución de tiosulfato utilizada.

➤ **Cálculos:**

- * *Corrección del volumen de muestra*

$$V_c = \frac{V_T(V_M - V_D)}{V_M} \quad (5)$$

Donde:

V_c = volumen corregido, ml

V_T = volumen a titular, ml

V_M = volumen muestreado, ml

V_D = volumen desplazado por las soluciones utilizadas, ml

- * *Oxígeno disuelto en mg/l*

$$\frac{mg\ OD}{l} = \frac{M * ml\ Tiosulfato\ de\ sodio * 8 * 1000}{V_c} \quad (6)$$

Donde:

M = molaridad del tiosulfato; 0,025 M

$$8 = \frac{g\ O_2}{Eq-g\ O_2}$$

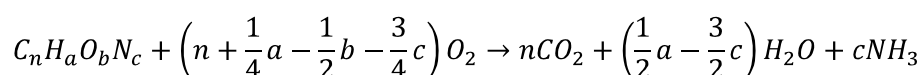
V_c = volumen corregido, ml

- **Electrodo de Oxígeno.-** El electrodo de oxígeno emplea un cátodo de platino u oro y un ánodo de plata sensitivo a electrones. Una fuente de energía externa causa la reducción de oxígeno, creando un flujo de electrones entre los electrodos. El sensor que sumergimos en el agua contiene los dos electrodos (ánodo y cátodo) fijos en una matriz de epoxi cilíndrica y conectados entre sí por una solución de cloruro de potasio. Los electrodos quedan separados del agua por medio de una membrana tipo Clark hecha de una lámina de teflón muy fina. El oxígeno presente en el agua se reduce (gana electrones) según se difunde a través de la membrana de teflón. La corriente resultante es proporcional a la presión parcial de oxígeno en la muestra. El instrumento viene calibrado para traducir las medidas de presiones parciales a medidas de concentración en mg/l.

1.2.3.5.3 Parámetros indicativos de contaminación orgánica y biológica.- El componente orgánico de las muestras de aguas residuales es estimado generalmente en términos de las demandas de oxígeno utilizando la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO₅) y la Demanda Química de Oxígeno (DQO).

- a. Demanda bioquímica de oxígeno.-** Se define como la cantidad de oxígeno requerido por las bacterias para descomponer la materia orgánica en condiciones aerobias. Puede considerarse como un procedimiento en el cual los organismos vivos sirven como medio para la oxidación de la materia orgánica hasta dióxido de carbono y agua.

La reacción puede representarse así:



Las reacciones de oxidación que se efectúan durante el análisis son el resultado de la actividad biológica y de la velocidad a la cual las reacciones se desarrollan, las cuales son gobernadas por la población microbiana y por la temperatura. Se escoge 20°C para desarrollar el análisis por ser la temperatura normal a la cual los cuerpos de agua oxidan la materia orgánica.

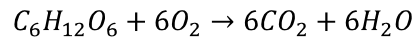
El análisis se realiza a 20°C y durante cinco días, por esto se denomina: DBO_5^{20}

- b. Demanda química de oxígeno.-** La DQO mide el oxígeno equivalente de sustancias orgánicas e inorgánicas en una muestra acuosa que es susceptible a la oxidación por

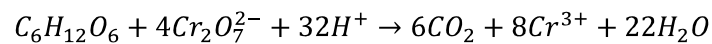
dicromato de potasio en una solución de ácido sulfúrico.

En las pruebas de DQO se acelera en forma artificial el proceso mediante una oxidación forzada, utilizando para esto oxidantes químicos y métodos estandarizados, cuyo fin es garantizar la reproducibilidad y comparabilidad de las mediciones.

Degradación biológica de un carbohidrato en condiciones aeróbicas:



Degradación química acelerada de la misma sustancia con dicromato de potasio:



Determinada así la DQO, se la expresa como el oxígeno equivalente al contenido de materia orgánica, en mg O₂/l.

1.2.4 Tratamiento de aguas residuales

1.2.4.1 Pretratamiento.- El pretratamiento de aguas residuales se lo realiza para disminuir el contenido de sólidos en suspensión o acondicionar las aguas residuales antes de pasar a un tratamiento secundario.

1.2.4.1.1 Desbaste.- El desbaste se realiza por medio de rejillas (rejas, mallas o cribas), y tiene como objeto retener y separar los cuerpos voluminosos flotantes y en suspensión, que arrastra consigo el agua residual.

La reja de desbaste es adecuada para la retención y separación de sólidos gruesos que arrastra el agua residual. Se coloca al inicio de la planta depuradora. El agua a tratar pasa a través de la reja de desbaste, reteniendo las partículas de tamaño superior.

1.2.4.1.2 Homogenización.- La homogeneización tiene por objeto uniformizar los caudales y características del afluente cuando los vertidos son irregulares, discontinuos o diferentes de unos momentos a otros, evitando que descargas puntuales puedan afectar todo el proceso posterior. El tamaño del depósito debe estar en consonancia con el ciclo de fabricación. Para conseguir la homogeneización y evitar la sedimentación de sólidos, el depósito debe estar provisto de un sistema de agitación, mecánico o por aire. ^[1]

1.2.4.1.3 Neutralización.- La neutralización de vertidos elimina la acidez o alcalinidad que tienen las aguas residuales. Los vertidos ácidos se neutralizan con la adición de cal por economía, se dosifica como lechada de cal, o pasando el vertido por un depósito de carbonato de calcio (efectivo cuando la acidez es variable). Los vertidos alcalinos pueden ser neutralizados con un ácido fuerte, en general ácido sulfúrico por ser el más barato.

1.2.4.1.4 Separación de Aceites y Grasas.- La separación de aceites y grasas, puede realizarse aprovechando la diferencia de densidades.

La separación por gravedad se puede realizar si las diferencias densidad y el tamaño de los glóbulos son suficientes para conseguir la separación en un tiempo razonable. La construcción con placas corrugadas dispuestas en paralelo en un plano inclinado disminuye el espacio necesario y favorece la coalescencia y concentración de los aceites. ^[2]

1.2.4.2 Tratamiento primario.- El tratamiento primario, conocido también como tratamiento mecánico prepara las aguas residuales para su posterior tratamiento biológico, elimina ciertos contaminantes y reduce las variaciones de caudal y concentración de las aguas que llegan a la planta.

1.2.4.2.1 Decantador primario.- Algunas plantas tienen una etapa de sedimentación donde el agua residual pasa a través de grandes tanques rectangulares ó circulares, comúnmente llamados decantadores o tanques de sedimentación primarios.

El propósito principal de esta etapa es producir un líquido homogéneo capaz de ser tratado biológicamente y un lodo que puede ser tratado por separado.

1.2.4.3 Tratamiento secundario – Proceso biológico.- Los procesos biológicos se utilizan para convertir la materia orgánica que se encuentra finamente dividida y disuelta en el agua residual en sólidos sedimentables floculentos que puedan separarse en tanques de sedimentación.

En un tratamiento biológico, las bacterias activas y otros microorganismos destruyen y metabolizan las materias orgánicas solubles y coloidales, reduciendo la DBO y la DQO a valores inferiores a 100 mg/l. La velocidad de degradación depende de que se hallen presentes los microorganismos adecuados. ^[3]

A pesar de usar estos procesos junto con los físicos y químicos empleados en tratamientos preliminares del agua residual, no son considerados como sustitutivos de aquéllos. La sedimentación primaria es muy eficaz para separar los sólidos suspendidos de cierto tamaño en tanto que los procesos biológicos separan sustancias orgánicas solubles o que estén dentro del tamaño coloidal.

Las características, de los microorganismos que intervienen en las reacciones biológicas para degradar la materia orgánica, son las que permiten implantar una clasificación de los procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales. En función de la dependencia del oxígeno por parte de los microorganismos, los mismos que son los responsables de las reacciones biológicas.

1.2.4.3.1 Tratamientos aerobios.- En estos procesos la biomasa está constituida por microorganismos aerobios o facultativos, consumidores de oxígeno. El carbono de la materia orgánica disuelta en el agua se convierte parcialmente en CO₂, con producción de energía.

Para entender la forma de trabajar de distintos procesos aerobios, consideremos la curva de crecimiento bacteriano que tendríamos en un proceso discontinuo; es decir, con una carga inicial y un aporte continuo de aire. La curva de crecimiento se obtiene haciendo un recuento del número de células vivas a lo largo del tiempo. Si la representamos gráficamente obtenemos una curva como de la forma de la figura 1. En la primera fase, de crecimiento exponencial, los microorganismos disponen de todo el sustrato o alimento que necesitan y se desarrollan a plena capacidad, hasta que, por su elevado número y el consumo realizado, el sustrato disponible se vuelve escaso. Su crecimiento decae hasta alcanzar una población máxima. Por último entran en una fase de decadencia, la fase endógena, en la cual, agotada la fuente de suministro exterior, se inicia un consumo de las propias reservas y una muerte progresiva de las células. ^[4]

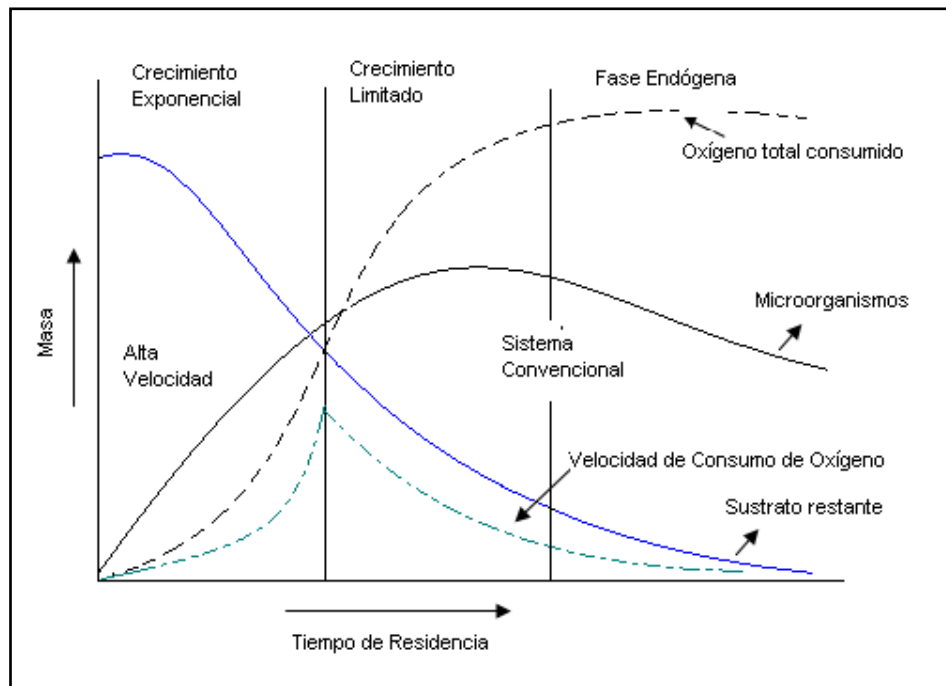


Figura 1. Fases del crecimiento microbiano y zonas en que operan los procesos biológicos aerobios.

a. Proceso de lodos activos.- El proceso de fangos (lodos) activados ha sido utilizado para el tratamiento de aguas residuales tanto industriales como urbanas desde hace aproximadamente un siglo, su nombre proviene de la producción de una masa activada de microorganismos capaz de estabilizar un residuo por vía aerobia.

Si se realiza un examen microscópico al lodo generado en este proceso, revela que está formado por una población heterogénea de microorganismos que cambian continuamente en función de las variaciones de composición de las aguas residuales y de las condiciones ambientales. Los microorganismos presentes son bacterias unicelulares, hongos, algas, protozoos y rotíferos. De éstos las bacterias son las más importantes.

La base de este tratamiento, se fundamenta en que un grupo de microorganismos en el reactor biológico, asentados en flóculos, asimilan aeróbicamente la materia orgánica del afluente, originando nuevos microorganismos, compuestos inorgánicos y desapareciendo la materia orgánica de las aguas.

Los microorganismos formados crecen y habitan en una estructura protectora, conocida como flóculo. La corriente sedimentada de flóculos toma el nombre de lodos activos, conocidos también como fangos activos o activados. La presencia de cationes metálicos

polivalentes, tales como Fe^{+3} , Al^{+3} , y Ca^{+2} , promueven la coagulación de los lodos, mejorando su velocidad de sedimentación.

Favorece la formación de flóculos sedimentables la presencia de sustancias aglutinadoras, formadoras de una matriz, donde las células se alojan, anidando unas junto a otras. Estas sustancias reticulares están formadas principalmente por polisacáridos, tipo celulosa, ADN y ARN de células muertas. [5]

La presencia limitada de bacterias filamentosas, favorece la formación de flóculos sedimentables.

El tratamiento biológico se suele llevar a cabo utilizando un diagrama de flujo como el que muestra la figura 3.

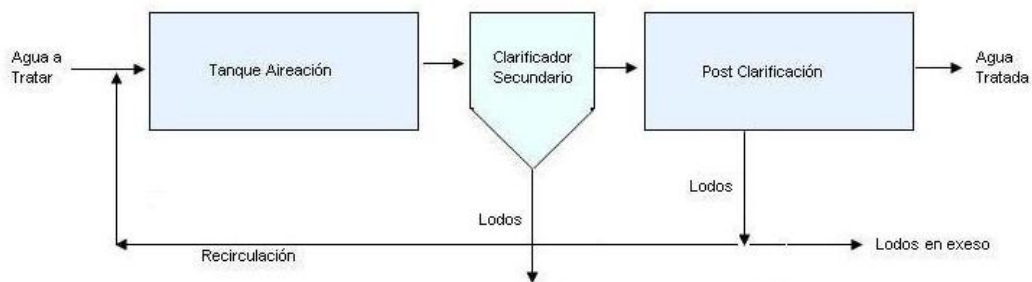
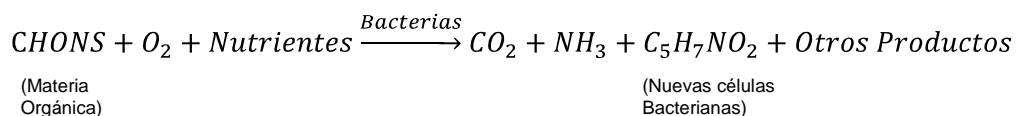


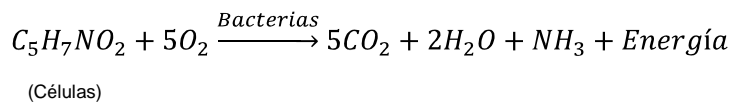
Figura 2. Proceso convencional de lodos activos

El agua residual se introduce en un reactor, donde se mantiene un cultivo bacteriano aerobio en suspensión. Al contenido del reactor se lo conoce como licor de mezcla (ML). En el interior del reactor se realiza dos transformaciones diferentes que van de acuerdo a las siguientes ecuaciones:

Oxidación y Síntesis:



Respiración endógena:



El aire en el reactor es introducido por medio de difusores o aireadores mecánicos, éstos también mantienen el licor de mezcla en estado de mezcla completa. Luego la mezcla es conducida hasta un tanque de sedimentación (decantador secundario). Parte de los lodos sedimentados se recircula manteniendo en el reactor la concentración deseada de lodos, la otra parte se purga del sistema.

En un proceso de fangos activados suele utilizarse dos tipos de tanques de aireación: de flujo pistón (figura 3) y de mezcla completa (figura 4).

En el proceso de fangos activados de flujo pistón, el agua residual pasa a través del tanque y sale en el mismo orden que entra como licor de mezcla, en cambio en el proceso de lodos activos con mezcla completa, la alimentación y el lodo reciclado se combinan y se introducen en diversos puntos del tanque de aireación, y el líquido aireado abandona el reactor por canales de efluente.

El flujo y demanda de oxígeno, en el reactor de mezcla completa son uniformes a lo largo del tanque. Si se suponen condiciones de flujo pistón, la demanda de oxígeno disminuye a lo largo del tanque de aireación, mientras que el flujo de oxígeno es constante.

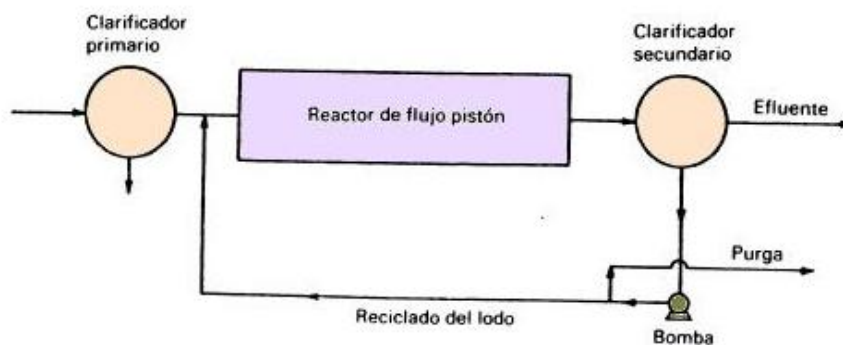


Figura 3. Proceso convencional de lodos activos con reactor de flujo pistón

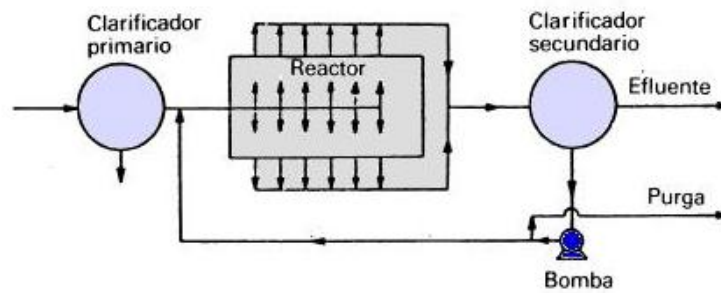


Figura 4. Proceso de lodos activos con mezcla completa

- b. Aireación prolongada.-** El objetivo fundamental de la aireación prolongada, es disminuir la cantidad de lodo residual. Aumentando el tiempo de residencia y por ende el volumen del reactor. Consecuencia de esto, todo el lodo degradable formado se consume mediante respiración endógena.
- c. Estabilización por contacto.-** Utiliza dos tanques separados para el tratamiento del agua residual y la estabilización del fango activado.
- d. Lagunas aireadas.-** Son estanques con profundidades entre 1 y 4 m, la oxigenación de las aguas residuales se realiza por medio de unidades de aireación superficiales, turbinas o difusores.
 - **Lagunas de mezcla completa.-** La turbulencia generada debe ser suficiente para proveer oxígeno disuelto en todo el volumen de líquido y mantener los sólidos en suspensión.
 - **Lagunas facultativas.-** La turbulencia generada no es suficiente para mantener todos los sólidos en suspensión, se cuenta solo con la cantidad suficiente para suministrar oxígeno disuelto a todo el volumen del líquido. Hay sólidos que decantan en el fondo de la laguna donde sufren descomposición anaerobia. En los sistemas de lagunas no existe crecimiento de algas debido a la turbulencia.
- e. Filtros percoladores.-** El filtro percolador es un relleno cubierto de limo biológico a través del cual se percola el agua residual. El agua normalmente es distribuida en forma uniforme sobre el lecho de relleno por un distribuidor rotativo del flujo.

f. Discos biológicos (biodiscos).- La biomasa en este proceso se presenta simultáneamente en forma de crecimiento asistido y de suspensión.

Cada etapa está formada por una serie de discos no muy separados, normalmente fabricados de poliestireno o polipropileno con diámetros comprendidos entre 3-4 m. ^[6]

La rotación de los discos coloca la biomasa en contacto de forma alternativa con la materia orgánica del agua residual y con la atmósfera para la adsorción de oxígeno.

1.2.4.3.2 Tratamientos anaerobios.- Los tratamientos anaerobios son usados en aguas residuales con alta carga orgánica (2.000 a 30.000 o más mg DBO₅/l), tanto para aguas residuales como para la digestión de lodos. Estas cargas se las encuentra generalmente en la industria agroalimentaria.

En un reactor anaerobio se genera gases, principalmente metano (CH₄), dióxido de carbono (CO₂) y cantidades pequeñas de sulfuro de hidrógeno (H₂S), mercaptano (RSH) e hidrógeno (H₂). El proceso comprende dos etapas:

Fermentación ácida, los compuestos orgánicos complejos del agua residual se hidrolizan para producir unidades moleculares menores, estas a su vez son biooxidadas, convirtiéndose en ácidos orgánicos de cadena corta, como acético, propiónico y butílico. En esta etapa no se produce una reducción importante de la DQO.

Fermentación metánica, microorganismos metanogénicos, estrictamente anaerobios, convierten los ácidos de cadenas más largas a metano, dióxido de carbono y ácidos orgánicos de cadenas más cortas. Las moléculas ácidas se rompen repetidamente dando lugar al ácido acético que finalmente se convierte en CO₂ y CH₄.

1.2.4.4 Tratamiento terciario.- El tratamiento terciario completa el tratamiento de las aguas residuales aumentando la calidad del efluente antes de que éste sea descargado al cuerpo receptor.

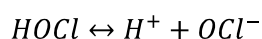
1.2.4.4.1 Filtración.- Se utiliza para eliminar sólidos que pudieron ser arrastrados a la salida del decantador secundario. Se puede emplear como medio de filtración arena, grava, antracita, o una combinación de ellos. Los filtros de arena fina son preferibles cuando hay que filtrar flóculos formados químicamente.

1.2.4.4.2 Remoción de nutrientes.- Las aguas residuales pueden también contener altos niveles de nutrientes (nitrógeno y fósforo) que pueden ser perjudiciales para peces e invertebrados en concentraciones muy bajas.

La mayoría de los procesos de tratamiento para la eliminación de nutrientes que se encuentra en funcionamiento hoy día están proyectados para la eliminación de fósforo exclusivamente. Los procesos para la eliminación de fósforo son, entre otros: (1) Precipitación química, (2) Procesos de lodos activos, (3) Balsas de estabilización, (4) Ósmosis inversa, (5) Electrodialisis.^[7]

El proceso encaminado específicamente a la eliminación del nitrógeno es el de nitrificación-desnitrificación, el cual es una modificación del proceso convencional de lodos activos y tiene lugar en dos fases: nitrificación y desnitrificación.^[8]

1.2.4.4.3 Desinfección.- Es usada para reducir substancialmente el número de organismos vivos en el agua que se descargará nuevamente dentro del ambiente. La efectividad de la desinfección depende de la calidad del agua tratada, del tipo de desinfección utilizada y de la dosis de desinfectante.



La desinfección con cloro o hipoclorito sódico, es la forma más común de desinfección de las aguas residuales debido a su bajo costo y eficacia. Esta es emplea para esterilizar las aguas residuales, mediante la oxidación de la materia orgánica.

La efectividad del cloro para matar las bacterias viene dada por la ley de Chick, que se escribe en forma diferencial:

$$\frac{dN}{dt} = -kN \quad (7)$$

Donde:

N = el recuento de bacterias

t = tiempo

$\frac{dN}{dt}$ = velocidad de eliminación de bacterias

k = constante de velocidad de eliminación

[9]

Otra alternativa es la oxidación con ozono, (O₃). El O₃ es muy inestable y reactivo, y oxida la mayoría del material orgánico con que entra en contacto, destruyendo a muchos microorganismos causantes de enfermedades. Una desventaja de usar O₃ es el alto coste del equipo de generación.

1.2.4.5 Tratamiento de lodos.- Los sólidos primarios gruesos y los biosólidos secundarios acumulados en el tratamiento de aguas residuales se deben tratar y disponer de manera segura y eficaz. Las formas de tratamiento más comunes son la digestión anaerobia, digestión aerobia, y el compost.

1.2.4.5.1 Digestión anaeróbica.- Es un proceso bacteriano que se realiza en ausencia de oxígeno. El proceso puede ser la digestión termofílica en la cual el lodo se fermenta en tanques en una temperatura de 55°C o mesofílica, a una temperatura alrededor de 36°C. La digestión anaerobia genera biogas con una parte elevada de metano que se puede utilizar como combustible.

1.2.4.5.2 Digestión aerobia.- Es un proceso bacteriano que ocurre en presencia del oxígeno. Bajo condiciones aeróbicas, las bacterias consumen ligeramente la materia orgánica y la convierten en el dióxido de carbono. Una vez que haya una carencia de la materia orgánica, las bacterias mueren y son utilizadas como alimento por otras bacterias.

1.2.4.5.3 Compost.- Proceso aeróbico que consiste en la mezcla de los sólidos de las aguas residuales con fuentes del carbón tales como aserrín, paja o virutas de madera. En presencia del oxígeno, las bacterias digieren los sólidos de las aguas residuales y la fuente agregada del carbón y, al hacer eso, producen una cantidad grande de calor. Los procesos anaerobios y aerobios de la digestión pueden dar lugar a la destrucción de microorganismos y de parásitos causantes de enfermedades a un suficiente nivel para permitir que los sólidos digeridos que

resultan sean usados como fertilizante.

1.2.4.5.4 Disposición de lodos.- Los fangos producidos en los tratamientos deben ser evacuados a zonas permitidas como residuos sólidos o ser incinerados. En ambos casos hay que reducir el contenido de agua. Para la deshidratación hay distintas opciones. La centrifugación y la filtración en vacío se siguen utilizando, pero el sistema mayormente adoptado son los filtros de bandas. Los filtros prensa y un acondicionamiento previo con cal y cloruro férrico, se emplean para conseguir mayores concentraciones, de hasta un 45%, cuando el fango ha de ser posteriormente incinerado, evitando un consumo excesivo de energía.

1.2.5 Reactores biológicos.- Se emplean reactores biológicos (bioreactores) en el tratamiento de efluentes líquidos peligrosos, urbanos o industriales, para reducir los contaminantes que estos pueden acarrear dependiendo del tipo de proceso en que se generaron, reduciendo así la contaminación ambiental. El tipo de tratamiento que se da a cada efluente depende del tipo y concentración de los contaminantes, normalmente se elige el tratamiento biológico como tratamiento secundario de las aguas residuales.

El uso de biorreactores procura generar un ambiente propicio para que la actividad biológica pueda ser realizada a gran escala, cumplir con los requisitos de calidad y carga contaminante impuestos por los municipios para el agua tratada y vertida.

1.2.5.1 Clasificación de los reactores biológicos

1.2.5.1.1 Reactores anaerobios.- En estos reactores se excluye el oxígeno del sistema, ya que este podría interferir con el metabolismo anaerobio. Requieren un mayor tiempo de residencia del residuo en el reactor, necesitando un reactor de alto volumen. Son capaces de tolerar velocidades de carga altas, no requieren alto gasto de energía y generan menos biomasa.

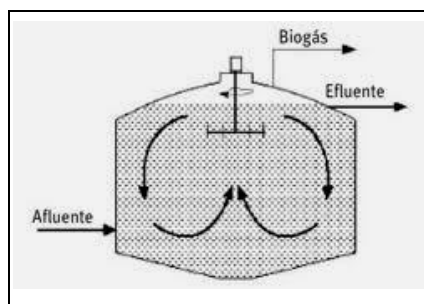


Figura 5. Reactor anaerobio

1.2.5.1.2 Reactores aerobios.- Requieren siempre sistemas de aireación o difusores para dotar de oxígeno a los microorganismos. Una deficiencia de este reactor es la baja solubilidad del oxígeno en el agua, lo que hace pertinente la generación de una interfase aire-agua para suministrar el oxígeno suficiente al sistema.

Son más utilizados debido a la estabilidad que presenta el proceso y la facilidad de su control; también por la capacidad para eliminar la DBO_5 , el nitrógeno y fósforo. Un inconveniente del uso de estos reactores es la alta producción volumétrica de biomasa (generalmente en el proceso de fangos activos).

1.2.5.1.3 Reactores continuos.- La mayoría de tratamientos a gran escala se operan en modo continuo, especialmente si los residuos son generados en forma continua. Una variable importante considerada en este reactor es el tiempo de residencia, que es el tiempo medio que el efluente permanece en el reactor. En un sistema continuo la concentración de contaminantes, biomasa o nutrientes, debe ser constante en todo el sistema y no variar en función del tiempo.

El problema que presentan estos sistemas es que si se produce una parada en el proceso que no puede ser corregida satisfactoriamente, se descarga un fluido que no cumplirá con los requisitos deseados.

Los biorreactores continuos se pueden diseñar y operar como reactores de mezcla completa, flujo pistón ó una combinación de ambos.

1.2.5.1.4 Reactores discontinuos.- Generalmente son sistemas más sencillos, requieren mínimo equipo de apoyo.

Adecuado para tratar cantidades pequeñas de residuos, usados también cuando la reacción de descontaminación es extremadamente larga ó en el tratamiento de sólidos (compostaje).

Los procesos discontinuos requieren de mayor personal y de instalaciones de almacenamiento para los residuos reentrantes hasta que se realice el tratamiento en el reactor, siendo poco práctico en operaciones a gran escala.

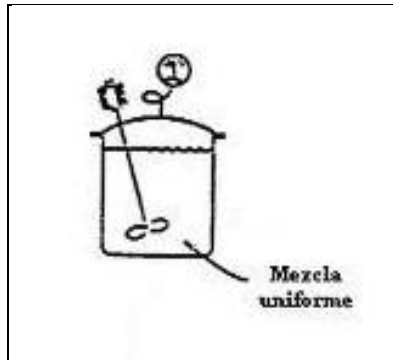


Figura 6. Reactor discontinuo

1.2.5.1.5 Reactores de mezcla completa.- El contenido del reactor se hace homogéneo con el uso de aparatos de mezcla, el flujo que sale del reactor tiene la misma composición que el contenido en el mismo.

Se lo conoce frecuentemente como reactor de agitación continua ó CSTR (por sus siglas en inglés).

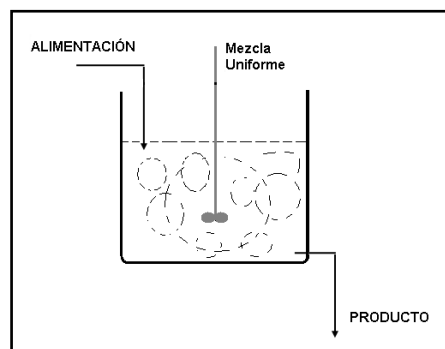


Figura 7. Reactor de mezcla completa

1.2.5.1.6 Reactores de flujo pistón.- El material de alimentación se mueve a través del reactor, sin interactuar con el afluente. Esto hace que la composición del fluido varié en cada punto mientras recorre todo el reactor y se produce la reacción.

Son más efectivos en la mayoría de tratamientos de aguas residuales debido a que las reacciones biológicas responsables de la descomposición de residuos son proporcionales a la concentración de compuestos residuales.

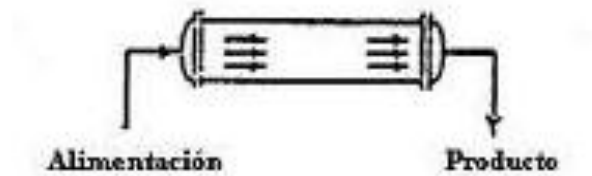


Figura 8. Reactor de flujo pistón

1.2.6 Diseño de Reactores Biológicos.- El estudio de la cinética del tratamiento biológico aerobio conduce a determinar la velocidad a la cual los microorganismos degradan un residuo específico y por lo tanto suministran la información básica necesaria para desarrollar el tamaño de los reactores biológicos aerobios. ^[10]

El proceso de lodos activos se ha desarrollado como una operación continua mediante el reciclado de lodo biológico. En la figura 9 se presenta un diagrama de flujo del proceso, las variables importantes del proceso están indicadas en dicha figura.

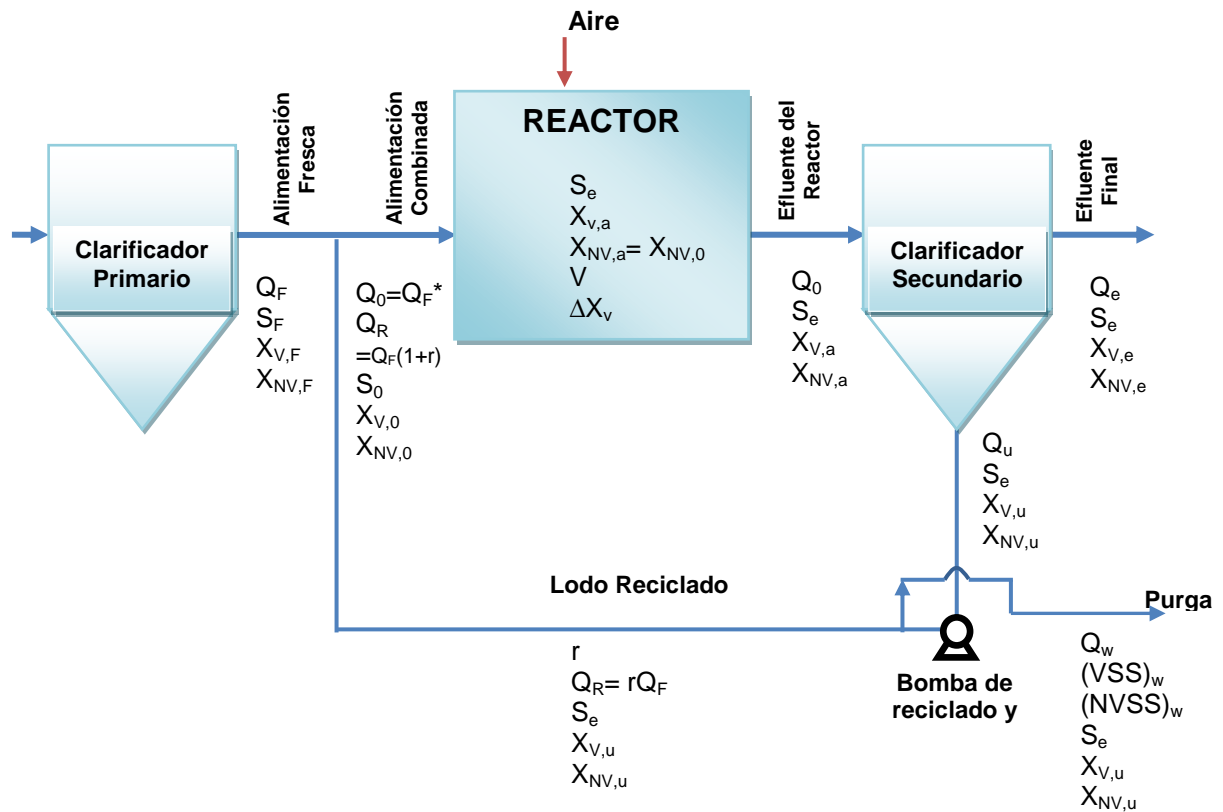


Figura 9. Proceso convencional de lodos activos

Simbología:

a. Caudales:

Q_F , alimentación inicial, m^3/s

Q_R , reciclado, m^3/s

r , relación de reciclado, adimensional

Q_0 , alimentación combinada, m^3/s

Q_e , efluente final, m^3/s

Q_w , purga, m^3/s

Q_u , descarga del clarificador, m^3/s

b. Concentraciones (mg/l) de la DBO soluble:

S_F , DBO₅ soluble alimentación inicial

S_0 , DBO₅ soluble alimentación combinada

S_e , DBO₅ soluble del efluente

c. Concentraciones (mg/l) de los sólidos volátiles en suspensión (VSS):

$X_{V,F}$, VSS en la alimentación inicial

$X_{V,0}$, VSS en la alimentación combinada

$X_{V,a}$, VSS en el reactor

$X_{V,u}$, VSS en la descarga del clarificador

$X_{V,e}$, VSS en el efluente final

d. Concentraciones (mg/l) de los sólidos no volátiles en suspensión (NVSS):

$X_{NV,F}$, NVSS en la alimentación inicial

$X_{NV,0}$, NVSS en la alimentación combinada

$X_{NV,a}$, NVSS en el reactor

$X_{NV,u}$, NVSS en la descarga del clarificador

$X_{NV,e}$, NVSS en el efluente final

e. Purga:

$(VSS)_w$, kg/d de VSS en la purga

$(NVSS)_w$, kg/d de NVSS en la purga

$(SST)_w$, kg/d de SST en la purga

f. Volumen del reactor:

V , volumen del reactor, m^3

g. Producción de lodos:

ΔX_v , kg/d

Las composiciones de las diferentes corrientes de la figura 9 se caracterizan por tres tipos de concentraciones:

- **Concentración de la DBO soluble.-** Se simboliza mediante S , el subíndice i indica la corriente específica de la que se trate. El diseño de las plantas de lodos activados está en función del consumo de DBO_5 soluble. Este consumo es el resultado del proceso de oxidación biológica que se da en el reactor. El agua residual a tratar ingresa al proceso con

un valor de DBO₅ soluble, se indica por S_F. El objetivo del tratamiento es reducir este valor a S_e (DBO₅ del efluente final) mediante oxidación por degradación biológica aerobia de la materia orgánica presente en el agua residual.

- **Concentración de los sólidos volátiles en suspensión (VSS).**- Se representa con el símbolo X_{v,i}; en el que el subíndice v se refiere a la característica de volatilidad y el subíndice i a la corriente específica de que se trate. Los VSS corresponden a los lodos biológicos, formados por una población heterogénea de microorganismos.
- **Concentraciones de sólidos no volátiles en suspensión (NVSS).** Se indican mediante el símbolo X_{NV,i}, en el que NV hace referencia a la no volatilidad de los sólidos, e i indica la corriente específica de que se trate. Finalmente tenemos que:

$$SST = VSS + NVSS \quad (8)$$

1.2.6.1 Reactor biológico continuo.- Se considera un reactor biológico continuo operando en régimen estacionario y mezcla completa. En la figura 10 se representa un diagrama simplificado del mismo:

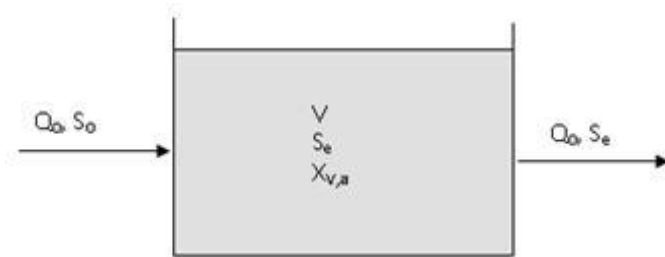


Figura 10. Diagrama simplificado del reactor continuo

El balance de materia del sustrato que entra y deja el reactor puede escribirse como sigue:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Velocidad} \\ \text{neta de} \\ \text{cambio en} \\ \text{el Reactor} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Velocidad} \\ \text{a la que el} \\ \text{sustrato} \\ \text{entra en el} \\ \text{Reactor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Velocidad} \\ \text{a la que el} \\ \text{sustrato} \\ \text{abandona} \\ \text{el Reactor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Velocidad} \\ \text{a la que el} \\ \text{sustrato} \\ \text{se oxida en} \\ \text{el Reactor} \end{array} \right] \quad (9)$$

En régimen estacionario, la concentración del sustrato es constante por lo tanto no existe velocidad neta de cambio en el reactor, la ecuación 9 se transforma en:

$$0 = \begin{bmatrix} \text{Velocidad} \\ \text{a la que el} \\ \text{sustrato} \\ \text{entra en el} \\ \text{Reactor} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} \text{Velocidad} \\ \text{a la que el} \\ \text{sustrato} \\ \text{abandona} \\ \text{el Reactor} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} \text{Velocidad} \\ \text{a la que el} \\ \text{sustrato} \\ \text{se oxida en} \\ \text{el Reactor} \end{bmatrix} \quad (10)$$

Los términos del segundo miembro de la ecuación 9 están definidos como:

$$\begin{bmatrix} \text{Velocidad} \\ \text{a la que el} \\ \text{sustrato} \\ \text{entra en el} \\ \text{Reactor} \end{bmatrix} = Q_0 S_0 \quad (11)$$

$$\begin{bmatrix} \text{Velocidad} \\ \text{a la que el} \\ \text{sustrato} \\ \text{abandona} \\ \text{el Reactor} \end{bmatrix} = Q_0 S_e \quad (12)$$

La velocidad de consumo debido a la degradación aeróbica esta dada por la pendiente, dS/dt .

$$\begin{bmatrix} \text{Velocidad a la que} \\ \text{el sustrato se oxida} \\ \text{en el reactor} \end{bmatrix} = \left(\frac{dS}{dt} \right)_a * V \quad (13)$$

$$0 = Q_0 S_0 - Q_0 S_e - \left(\frac{dS}{dt} \right)_a * V \quad (14)$$

$$\left(\frac{dS}{dt} \right)_a = \frac{Q_0 (S_0 - S_e)}{V} \quad (15)$$

Generalmente, la velocidad de consumo de sustrato esta expresada por unidad de masa de MLVSS, cantidad representada por q (velocidad específica de consumo de sustrato), definida como:

$$q = -\frac{1}{X_{V,a}} \left(\frac{dS}{dt} \right) = \frac{1}{X_{V,a}} \left(\frac{dS}{dt} \right)_a \quad (16)$$

Combinando las ecuaciones 15 y 16:

$$q = \frac{1}{X_{V,a}} \left(\frac{dS}{dt} \right)_a = \frac{Q_0(S_o - S_e)}{VX_{V,a}} \quad (17)$$

Sin embargo,

$$t_h = \frac{V}{Q_0}; \left[\frac{m^3}{m^3} = d \right] \quad (18)$$

Donde:

t_h = tiempo de residencia hidráulico en el reactor

$$\therefore q = \frac{1}{X_{V,a}} \left(\frac{dS}{dt} \right)_a = \left[\frac{(S_o - S_e)}{X_{V,a} t_h} \right] \quad (19)$$

La velocidad específica de consumo de sustrato, q corresponde a la velocidad de consumo de sustrato en el reactor continuo por unidad de masa de MLVSS presente en el reactor, cuyas unidades son:

$$\left[\frac{(S_o - S_e)}{X_{V,a} t_h} \right] = \frac{mg \text{ DBO consumida}}{mg \text{ MLVSS } (d)}$$

Para aplicar la ecuación 19 es necesario definir el modelo cinético que se va a utilizar para $(dS/dt)_a$. Se supondrá que el consumo de sustrato sigue la cinética de primer orden:

$$\left(\frac{dS}{dt} \right)_a = KS_e \quad (20)$$

Siendo válida esta suposición para concentraciones bajas de sustrato, que es el caso del reactor biológico de flujo continuo con mezcla completa.

Bajo la suposición de la cinética de primer orden, la sustitución de $(dS/dt)_a$, dada por la ecuación 20 en la ecuación 19 obtenemos:

$$q = \frac{1}{X_{V,a}} KS_e = \frac{(S_o - S_e)}{X_{V,a} t_h} \quad (21)$$

Ya que la concentración de MLVSS en equilibrio ($X_{V,a}$) viene fijada por una operación específica del reactor continuo, la relación $K/X_{V,a}$ es una constante que se expresará mediante k :

$$k = \frac{K}{X_{V,a}}, \left[\frac{d^{-1} * l}{mg} \right] \quad (22)$$

Por ende, la ecuación 21 se transforma en:

$$q = \frac{(S_0 - S_e)}{X_{V,a} t_h} = k S_e \quad (23)$$

La ecuación 23 indica que la velocidad específica de consumo de sustrato q es proporcional a la concentración de sustrato, S_e (cinética de primer orden). La constante de velocidad de consumo k se determina de acuerdo con la ecuación 23, mediante una representación gráfica de $\frac{(S_0 - S_e)}{X_{V,a} t_h}$ en función de S_e . La figura 11 muestra una gráfica de datos obtenidos en un reactor biológico de laboratorio.

Los datos representados en la figura 11, conducen a una línea recta, suponiendo la aplicabilidad del modelo matemático de la ecuación 23. El primer miembro de la ecuación $(S_0 - S_e)/X_{V,a} t_h$ desaparece conforme t_h se acerca al infinito (tiempo de residencia infinito). En consecuencia, el término S_e en el segundo miembro tiende a cero ya que $k \neq 0$. Esto corresponde al consumo completo de sustrato. Si se utiliza la DBO como medida de la concentración de sustrato se obtiene un gráfico del tipo de la figura 11 ya que, a tiempo de residencia infinito, en el reactor biológico se habrá consumido toda la DBO. ^[11]

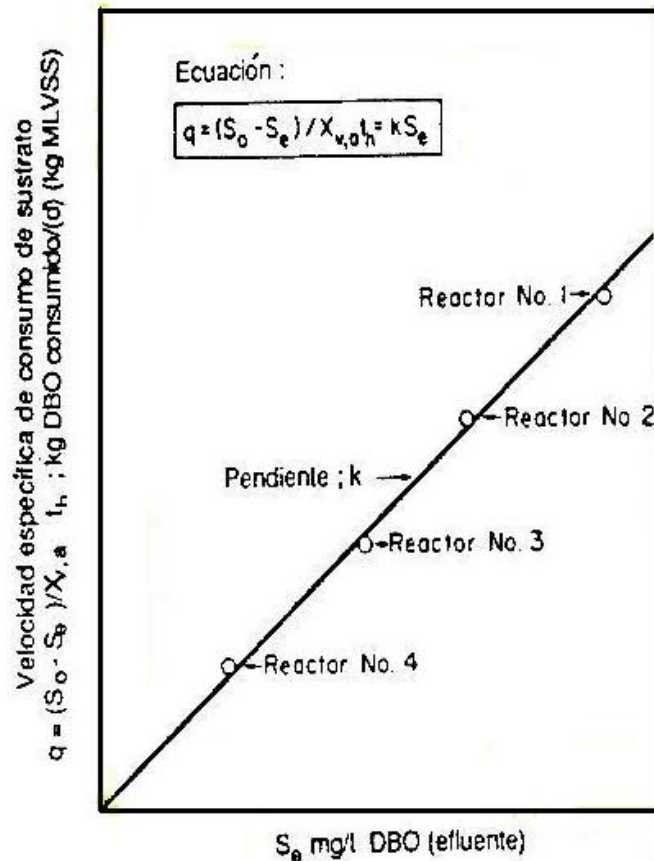


Figura 11. Determinación gráfica de la constante de velocidad de consumo de sustrato, “k”

Fuente: RAMALHO, R. S. (2003). *Tratamiento de Aguas Residuales* (Primera ed. En español). Barcelona, España: Reverte S. A. p. 307

1.2.6.2 Parámetros de diseño de un reactor biológico

1.2.6.2.1 Coeficiente de transformación (f).- El coeficiente de transformación f , se utiliza para caracterizar los tipos de agua residual e indicar su biodegradabilidad. Utilizamos f como una relación de la DBO_5 y la DQO. ^[12]

$$f = \frac{DBO_5}{DQO} \quad (24)$$

Tabla 2. Coeficientes de transformación

<i>f</i>	Tipo de agua residual	Biodegradabilidad
>0,7	Urbanas puras	Muy biodegradables
0,2 a 0,7	Industriales	Biodegradables
<0,2	Industriales	No biodegradables

Fuente: GIL RODRÍGUEZ, M. (2005). *Procesos de Descontaminación de Aguas* (Primera ed.). Madrid: Thomson Editores Spain Paraninfo, S. A.

1.2.6.2.2 Carga másica.- Es la relación que existe entre la carga de materia orgánica que entra en el reactor biológico por unidad de tiempo, y la masa de microorganismos existentes en el mismo. Se expresa como:

$$C_m = \frac{Q * S_F}{V * X} \quad (25)$$

Donde:

Q = Caudal

S_F = DBO₅ de entrada

V = Volumen del reactor

X = Sólidos Suspendidos en el reactor

1.2.6.2.3 Edad del lodo.- Es la relación entre la masa de fangos existentes en la cuba de aireación y la masa de fangos en exceso extraídos por unidad de tiempo. Se expresa como:

$$E = \frac{V * X}{Q_w * X_{V,u}} \quad (26)$$

Donde:

Q_w = Caudal de la purga de fangos

X_{V,u} = Sólidos suspendidos volátiles de la purga de fangos

V = Volumen del reactor

X = Sólidos Suspendidos en el reactor

1.2.6.2.4 Carga volumétrica.- Es la relación entre la masa de materia orgánica que entra en el reactor por unidad de tiempo, y el volumen de la cuba. Se expresa como:

$$C_v = \frac{Q * S_F}{V} \quad (27)$$

Donde:

Q = Caudal

S_F = DBO₅ de entrada

V = Volumen del reactor

1.2.6.2.5 Rendimiento.- Es la relación que existe entre la masa de materia orgánica eliminada y del afluente que entra en el reactor biológico. Se expresa en %.

$$\%R = \frac{S_F - S_e}{S_F} * 100 \quad (28)$$

Donde:

S_e = DBO₅ de la salida del decantador secundario.

1.2.6.3 Parámetros biocinéticos correspondientes a la producción neta de MLVSS y a la demanda de oxígeno

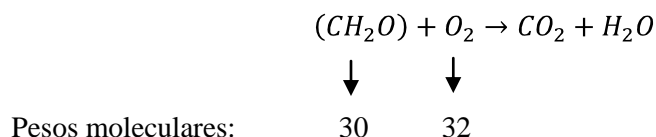
1.2.6.3.1 Mecanismo del tratamiento aerobio de las aguas residuales.- Para diseñar del reactor biológico es indispensable conocer la producción de MLVSS y el consumo de oxígeno.

Para obtener modelos matemáticos que conduzcan a la determinación de estos valores, se definen en esta sección varios parámetros biocinéticos designados mediante los símbolos \bar{Y} , Y, k_d, a y b.

La evaluación de estos parámetros se lleva a cabo usando reactores biológicos, continuos a escala semi-piloto. A continuación se utilizan valores numéricos de estos parámetros con objeto de hacer más asequibles algunos conceptos.

Para llegar a la definición de estos parámetros, debe comprenderse el mecanismo básico de la degradación aerobia de los sustratos. Considérese que un sustrato (compuesto orgánico) entra a un reactor continuo (figura 18). Con objeto de hacer más sencilla la comprensión de este concepto, tómese el caso hipotético de que el sustrato esté formado por lactosa pura. Supóngase que la concentración inicial de lactosa (S₀) igual a 1050 mg/l. Supóngase que esta concentración se reduce hasta 50 mg/l. De esta forma el sustrato consumido es 1050 – 50 = 1000 mg/l.

Supóngase que la DteO (demanda teórica de oxígeno) sea la medida utilizada de la concentración de lactosa. La ecuación química correspondiente a la DteO de la lactosa viene dada por la ecuación:



Por ello, la DteO del afluente es $(32/30) \cdot 1050 = 1120 \text{ mg/l}$. La DteO del efluente es $(32/30) \cdot 50 = 53,3 \text{ mg/l}$. Por lo tanto la DteO consumida es:

$$1120 - 53,3 = 1066,7 \text{ mg/l}$$

O:

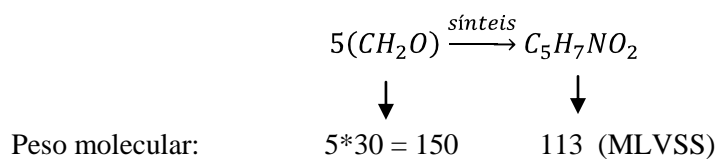
$$(32/30)(150 - 50) = 1066,7 \text{ mg/l}$$

Por ello, la DteO y el sustrato consumido son proporcionales, siendo la constante de proporcionalidad en este caso, $32/30 = 1,07$. Ya que la DBO, DQO, etc., pueden correlacionarse a la DteO, puede también expresarse el consumo de sustrato en función de estos otros parámetros.

En el diagrama 2 se representa esquemáticamente el mecanismo de la degradación aerobia biológica de un sustrato.

El diagrama 2, indica que el sustrato se consume durante el proceso biológico de dos formas:

- * *Metabolismo celular*, una parte del sustrato luego de consumido como alimento por los microorganismos, se utiliza para sintetizar nuevas células de microorganismos, dándose un aumento en la biomasa. Esto corresponde a la fase de síntesis. Para el caso de la lactosa, esta síntesis corresponde a:



La fórmula empírica $C_5H_7NO_2$ corresponde a la composición media de las células de

MVLSS.

Se necesita nitrógeno para la síntesis y debe proporcionarse, De la formula empírica aproximada $C_5H_7NO_2$, se concluye que el porcentaje de nitrógeno en las células de MLVSS es $(14/113)*100 = 12,4\%$.

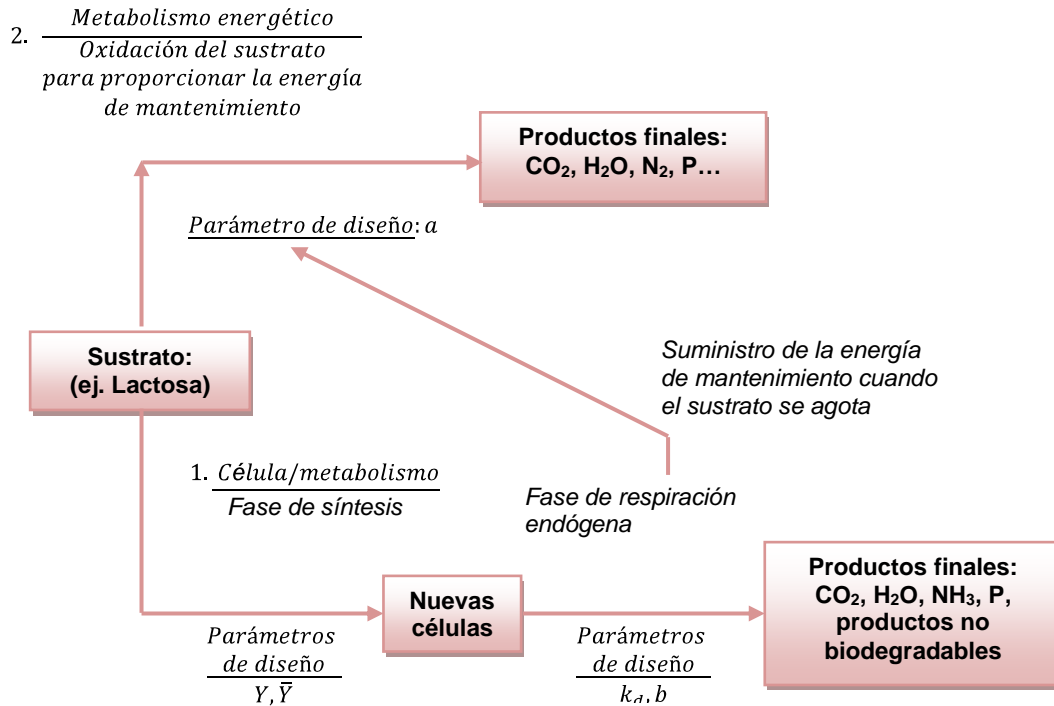
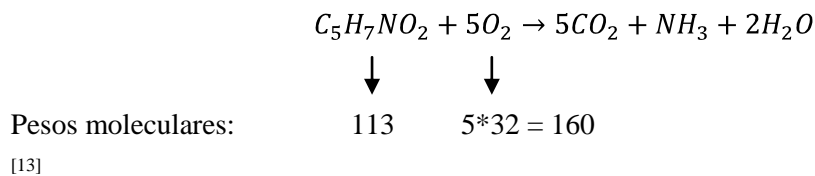


Diagrama 2. Mecanismo de la degradación biológica aerobia

* *Metabolismo energético*, el restante del sustrato se oxida, dando como producto final principalmente CO_2 y H_2O . En el ejemplo de la lactosa, esta oxidación del sustrato corresponde a la ecuación 43. El proceso de oxidación es esencial para la producción de energía de mantenimiento, utilizada por las células para cumplir sus funciones vitales, tales como síntesis de nuevas células y movilidad. Supóngase que el 65% de la lactosa consumida (65% de 1000 mg/l = 650 mg/l) se oxida para proporcionar las necesidades energéticas, y que el 35% (350 mg/l) se utiliza en la síntesis de nueva materia celular. Ya que hay una constante de proporcionalidad que relaciona los consumos de sustrato y DteO (factor 32/30 de la ecuación 43), se concluye que el 65% de la DteO consumida se utiliza para el metabolismo energético y el 35% para la síntesis de nuevas células. Afirmaciones análogas son válidas cuando se aplica la DBO, DQO y COT.

Ya que se consume continuamente sustrato (materia orgánica) para sustentar el metabolismo

celular y el metabolismo energético, la concentración de dicha materia orgánica irá disminuyendo. Una vez que se haya consumido la materia orgánica, los microorganismos entran en la fase de respiración endógena. Bajo estas condiciones, se oxida materia celular para satisfacer las necesidades energéticas y de mantenimiento. En consecuencia, la cantidad de biomasa se reducirá. Suponiendo como fórmula química de los VSS, $C_5H_7NO_2$, la oxidación celular correspondiente a la respiración endógena viene dada por la ecuación:



1.2.6.3.2 Parámetro \bar{Y} , metabolismo celular.- \bar{Y} , representa la fracción de sustrato consumido utilizada en la síntesis celular. El valor numérico de \bar{Y} es independiente de los parámetros utilizados para expresar el consumo de sustrato, ya que \bar{Y} representa la fracción de sustrato consumido utilizada en la síntesis, y por tanto es una cantidad adimensional. En procesos aerobios el parámetro \bar{Y} se lo relaciona con el parámetro Y, producción celular.

$$\bar{Y} = \frac{\text{kg DQO consumida en Síntesis}}{\text{kg DQO total consumida}} = \frac{\text{kg DBO consumida en Síntesis}}{\text{kg DBO total consumida}} \quad (29)$$

1.2.6.3.3 Parámetro a (Metabolismo energético mediante oxidación de sustrato).- a , representa la fracción de sustrato consumida para la producción de energía mediante la oxidación del sustrato.

$$\bar{Y} + a = 1 \quad (30)$$

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{\text{kg DQO consumida para metabolismo energético}}{\text{kg DQO total consumida}} \\
 &= \frac{\text{kg DBO consumida para metabolismo energético}}{\text{kg DBO total consumida}} \quad (31)
 \end{aligned}$$

El valor numérico de a es independiente de los parámetros utilizados para expresar el consumo de sustrato.

1.2.6.3.4 Parámetro Y, metabolismo celular.- El parámetro Y, en analogía con el \bar{Y} , se define como:

$$Y = \frac{kg \text{ MLVSS producidos}}{kg \text{ sustrato total consumido}} \quad (32)$$

Y, representa la producción de lodo biológico por kg., de sustrato total consumido.

La relación entre los parámetros \bar{Y} e Y se establece mediante el estudio del ejemplo de la lactosa. Se supone 35% del total de 1000 mg/l (350 mg/l de lactosa consumida) cantidad empleada en la síntesis. La producción de MLVSS se calcula como se muestra a continuación:

$$\begin{aligned} \text{MLVSS producidos por } 1000 \text{ mg de sustrato consumido} &= \\ &= [0,35 * 1000](113/150) = 263,7 \text{ mg/l} \end{aligned}$$

Aplicando la ecuación 32:

$$Y = \frac{[0,35 * 1000](113/150)}{1000} = 0,2637$$

Se producen 263,7 mg/l de MLVSS por 1000 mg/l de lactosa consumida, entonces:

$$\bar{Y} = \frac{263,7}{1000} = 0,2637$$

La relación entre \bar{Y} e Y para el ejemplo de la lactosa es:

$$Y = \bar{Y} \left(\frac{113}{150} \right)$$

$$\bar{Y} = \left(\frac{150}{113} \right)$$

Reemplazando \bar{Y} en la ecuación 29:

$$\left(\frac{150}{113} \right) Y + a = 1 \quad (33)$$

Y, puede ser escrita en función de la DteO total consumida. Y_{DTeO} , puede representar el valor numérico de Y de la forma siguiente:

$$Y_{DTeO} = \frac{kg\ MLVSS\ producidos}{kg\ DTeO\ total\ consumida} \quad (34)$$

La relación Y/Y_{DTeO} de las ecuaciones 32 y 34, teniendo en cuenta la relación estequiometría 32/30 en la síntesis:

$$\frac{Y}{Y_{DTeO}} = \frac{kg\ DTeO\ total\ consumida}{kg\ sustrato\ total\ consumido} \quad (35)$$

$$\frac{Y}{Y_{DTeO}} = \frac{32}{30}$$

$$Y = (32/30)Y_{DTeO} \quad (36)$$

La ecuación 33 escrita en función de Y_{DTeO} utilizando la ecuación 36 es:

$$\left(\frac{150}{113}\right)\left(\frac{32}{30}\right)Y_{DTeO} + a = 1$$

$$1,42Y_{DTeO} + a = 1 \quad (37)$$

El factor 1,42 de la ecuación 37 es válido para todos los sustratos siempre y cuando se tome $C_5H_7NO_2$, como fórmula empírica media de los MLVSS.

En adelante no se utilizará subíndice para el parámetro Y. Se entiende que se elige el valor adecuado del parámetro Y que sea compatible con los utilizados al expresar el consumo de sustrato.

1.2.6.3.5 Parámetros de diseño correspondientes a la respiración endógena.- Los parámetros a definirse son k_d y b, que corresponden a la fase de respiración endógena.

La respiración endógena supone la oxidación de la materia celular con objeto de proveer energía para el mantenimiento de los microorganismos cuando la fuente externa de materia orgánica (sustrato) ha sido consumida.

- * **Parámetro k_d (Respiración endógena).**- k_d , denominado coeficiente de descomposición microbiana, es la fracción de MLVSS por unidad de tiempo oxidada durante el proceso de respiración endógena.

$$k_d = \frac{kg\ MLVSS_{oxidados}}{d * kg\ MLVSS_{en\ el\ reactor}}, \left[\frac{1}{d} \text{ ó } \frac{1}{h} \right] \quad (38)$$

Los kilogramos de MLVSS oxidados por día son:

$$\frac{kg\ MLVSS_{oxidados}}{d} = k_d (kg\ MLVSS_{en\ el\ reactor}) \quad (39)$$

Los MLVSS presentes en el reactor en cualquier instante, suponiendo la operación en régimen estacionario, viene dada por:

$$kg\ MLVSS_{en\ el\ reactor} = X_{V,a} * V \quad (40)$$

Donde:

$X_{V,a}$ = concentración de MLVSS, $kg\ MLVSS/unidad\ de\ volumen$

V = volumen del reactor

De las ecuaciones 39 y 40, obtenemos:

$$\frac{kg\ MLVSS_{oxidados}}{d} = k_d X_{V,a} * V \quad (41)$$

- * **Parámetro b .**- Representa los kilogramos de oxígeno utilizado por día por cada kilogramo de MLVSS en el reactor.

$$b = \frac{kgO_2}{d * kg\ MLVSS_{en\ el\ reactor}}, \left[\frac{1}{d} \text{ ó } \frac{1}{h} \right] \quad (42)$$

Entonces, el consumo de oxígeno en la respiración endógena es:

$$\frac{kgO_2}{d} = b (kg\ MLVSS_{en\ el\ reactor}) \quad (43)$$

En la ecuación 42 integro la ecuación 40:

$$\frac{kg O_2}{d} = bX_{V,a} * V \quad (44)$$

De las ecuaciones 38 y 42, obtenemos la relación b/k_d

$$\frac{b}{k_d} = \frac{kg O_2}{kg MLVSS_{oxidado}} \quad (45)$$

Para el ejemplo de la lactosa, de la ecuación 45:

$$\frac{b}{k_d} = \frac{160}{113} = 1,42$$

Consecuentemente, se consumen 1,42 kg de oxígeno para oxidar 1 kg de MLVSS. Algo importante a considerar es que k_d y b son velocidades, mientras que los parámetros a e Y son relaciones estequiométricas.

1.2.6.3.6 Balance de materia para determinar el consumo de oxígeno.- Al diseñar un equipo de aireación, resulta indispensable conocer las necesidades de oxígeno para efectuar un consumo específico de DBO. El oxígeno, oxida al sustrato proporcionando energía a las células y para el proceso de respiración endógena.

- ❖ *Oxígeno requerido para oxidar el sustrato.-* Los kilogramos de oxígeno requeridos por día se calculan con la ecuación 46 haciendo referencia a la figura 9 y a los símbolos definidos en dicha figura:

$$kg O_2 = a_{DBO_5}(kg DBO \text{ total consumida}) \quad (46)$$

$$\frac{kg O_2}{d} = a(S_0 - S_e)Q_0 = aS_r Q_0 \quad (47)$$

$$S_r = (S_0 - S_e) \quad (48)$$

Donde:

S_r = Sustrato total consumido, $\left(\frac{mg}{l}\right)$

$$a = \frac{kg O_2}{kg DBO consumida}$$

$$Q_0 = \frac{m^3}{s}$$

Por consistencia de unidades en la ecuación 47 se requiere un factor de 86,4:

$$\frac{kg O_2}{d} = 86,4 * a S_r Q_0 \quad (49)$$

- ❖ *Oxígeno requerido en la respiración endógena.*- Para el cálculo se utiliza la ecuación 44, al igual que el caso anterior es necesario un factor para corregir unidades (10^{-3}).

$$\frac{kg O_2}{d} = b X_{V,a} * V * 10^{-3} \quad (50)$$

Donde:

$$b = \frac{kg O_2}{d * kg MLVSS en el reactor}$$

$$X_{V,a} = \frac{mg}{l} MLVSS en el reactor$$

$$V = volumen del reactor, m^3$$

- ❖ *Consumo Total de Oxígeno.*- El consumo total de oxígeno viene dado por las ecuaciones 47 y 44:

$$\frac{kg O_2}{d} = a S_r Q_0 + b X_{V,a} * V \quad (51)$$

1.2.6.3.7 Balance de materia para la determinación de la producción neta de biomasa (MLVSS).- Una parte de la fracción de sustrato consumida se utiliza en la producción de MLVSS y otra parte de lo producido se pierde en respiración endógena.

- ❖ *Biomasa producida por consumo de sustrato.*- Los MLVSS producidos en kg/d se calculan con la ecuación 52, haciendo referencia a la figura 9 y a la simbología aplicada en dicha figura:

$$kg\ MLVSS_{producidos} = Y_{DBO_5}(kg\ DBO\ total\ consumido) \quad (53)$$

$$\frac{kg\ MLVSS_{producido}}{d} = Y(S_0 - S_e)Q_0 = YS_rQ_0 \quad (52)$$

Donde:

$$Y = \frac{kg\ MLVSS\ producidos}{kg\ DBO\ total\ consumida}$$

$$S_r = \frac{mg\ DBO\ consumida}{l}$$

$$Q_0 = \frac{m^3}{s}$$

Por ello:

$$\frac{kg\ MLVSS_{producidos}}{d} = 86,4 * YS_rQ_0 \quad (54)$$

- ❖ *Biomasa pérdida en la respiración endógena.*- El lodo perdido por respiración endógena se obtiene de la ecuación 41, como en el caso anterior se requiere el factor 10^{-3} para el cálculo en Kg de biomasa oxidados por día.

$$\frac{kg\ MLVSS_{oxidados}}{d} = k_d * X_{V,a}V * 10^{-3} \quad (55)$$

Donde:

$$k_d = \frac{kg\ MLVSS\ oxidado}{d * kg\ MLVSS\ en\ el\ reactor}$$

$$X_{V,a} = \frac{mg}{l} \text{ MLVSS en el reactor}$$

$V = \text{volumen del reactor, } m^3$

- ❖ *Producción neta de MLVSS (Biomasa).*- La producción neta de MLVSS se obtiene por diferencia entre los MLVSS producidos, ecuación 53, y la cantidad perdida por respiración endógena, ecuación 41. Denotada mediante ΔX_V .

$$\frac{kg\ MLVSS}{d} = \Delta X_V = YS_rQ_0 - k_d * X_{V,a}V \quad (56)$$

Donde:

$\Delta X_V = \text{producción neta de MLVSS}$

1.2.6.3.8 Expresiones alternativas para la determinación de la producción neta de biomasa.-

Tomando la ecuación 56; para la producción neta de biomasa. Dividiéndola por $X_{V,a}V$ y haciendo $t_h = V/Q_0$, obtenemos:

$$\frac{\Delta X_V/V}{X_{V,a}} = Y \left[\frac{(S_0 - S_e)}{X_{V,a} * t_h} \right] - k_d \quad (57)$$

Advertir la presencia de la expresión $[(S_0 - S_e)/X_{V,a}t_h]$, antes definida como velocidad específica de consumo de sustrato, q . La expresión $(\Delta X_V/V)/X_{V,a}$ será designada por μ .

$$\mu = \frac{\Delta X_V/V}{X_{V,a}} = \frac{\text{kg MLVSS producido}}{\text{d} * \text{kg MLVSS}} \quad (58)$$

Donde:

μ = velocidad específica de crecimiento de biomasa

Posteriormente la ecuación 58 puede expresarse de la siguiente forma:

$$\mu = Y * q - k_d \quad (59)$$

La representación gráfica de μ en función de q (figura 12) nos da una línea recta de la cual pueden obtenerse los valores de Y , y k_d .

En la figura 12, la pendiente y la ordenada al origen representan a los parámetros Y , y k_d , respectivamente. Obsérvese que de acuerdo a la ecuación 59 la ordenada en el origen debe encontrarse necesariamente bajo la ordenada cero.

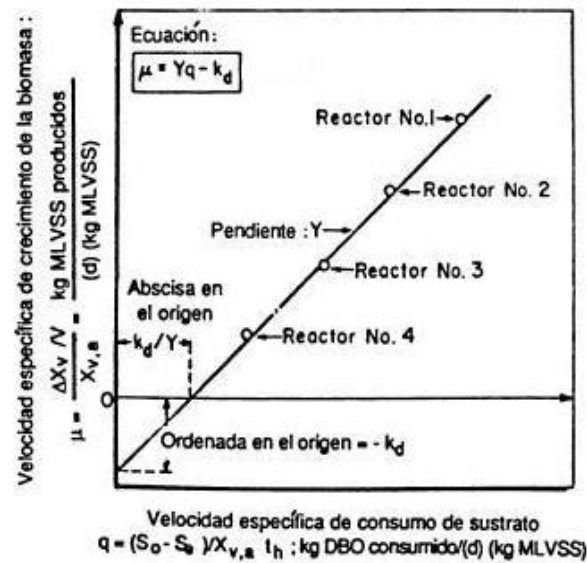


Figura 12. Determinación gráfica del coeficiente de descomposición microbiana, “ k_d ” y la producción de lodo biológico de sustrato consumido, “ Y ”

Fuente: RAMALHO, R. S. (2003). *Tratamiento de Aguas Residuales* (Primera ed. En español). Barcelona, España: Reverte S. A. p. 310

1.2.6.3.9 Expresiones alternativas para el consumo de oxígeno.- A partir de la ecuación 51 se realiza el cálculo del consumo total de oxígeno. El primer miembro se reescribe como $VOU * V$ y $S_r = (S_0 - S_e)$:

$$VUO * V = a(S_0 - S_e)Q_0 + bX_{V,a} * V \quad (60)$$

En la ecuación 60, VUO es la velocidad de utilización de oxígeno, esto es el oxígeno consumido por día por unidad de volumen del reactor. Dividiendo la ecuación 60 por $X_{V,a} * V$ y haciendo $V/Q_0 = t_h$ se obtiene:

$$\frac{(VUO)}{X_{V,a}} = a \frac{(S_0 - S_e)}{X_{V,a} t_h} + b \quad (61)$$

En la ecuación 61 el término $[(S_0 - S_e)/X_{V,a} t_h]$, representa a q (velocidad de utilización de sustrato antes definido). Las unidades de VUO , obtenida de determinaciones a escala de laboratorio, son normalmente en $\text{mgO}_2/\text{d} \cdot \text{l}$ (en unidades métricas prácticas $\text{mgO}_2/\text{litro de licor} = \text{kg O}_2/\text{M kg de licor}$).

$$\frac{VUO}{X_{V,a}} = \frac{kg \text{ O}_2 / d (Mkg \text{ de licor})}{kg \text{ MLVSS} / Mkg \text{ de licor}} = \frac{kg \text{ O}_2}{d * kg \text{ MLVSS}} \quad (62)$$

Con ello $(VUO)/X_{V,a}$, es una medida de la utilización de oxígeno por unidad de tiempo y unidad de masa de lodo biológico dentro del reactor, se simboliza mediante R_{O_2} , un parámetro denominado como velocidad específica de consumo de oxígeno.

$$\frac{VUO}{X_{V,a}} = R_{O_2} \quad (63)$$

La ecuación 61 puede reescribirse de la forma siguiente:

$$R_{O_2} = a * q + b \quad (64)$$

De acuerdo a la ecuación la representación de velocidad específica de consumo, R_{O_2} en función de q es una línea recta en la que la pendiente y la ordenada al origen corresponden a los parámetros de utilización de oxígeno a y b . La figura 13 representa una gráfica típica.

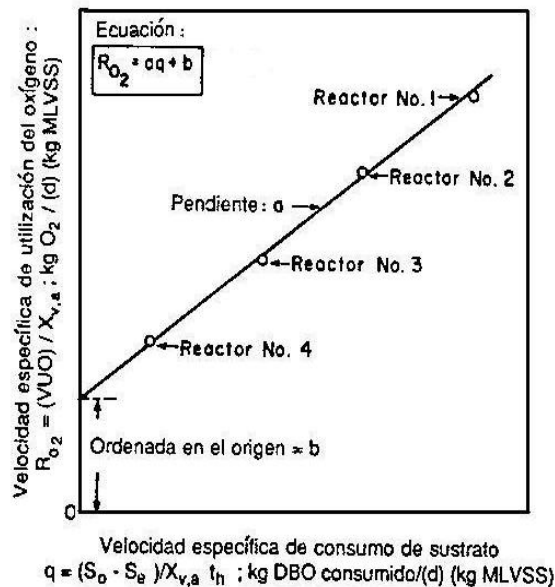


Figura 13. Determinación gráfica del metabolismo energético por oxidación del sustrato, “a” y oxígeno utilizado por día de sólidos suspendidos volátiles, “b”

Fuente: RAMALHO, R. S. (2003). *Tratamiento de Aguas Residuales* (Primera ed. En español). Barcelona, España: Reverte S. A. p. 313

1.2.6.3.10 Decantación de lodos.- Para que el proceso de lodos activos marche apropiadamente, los MLVSS del efluente del reactor deben ser separados rápidamente en el clarificador secundario. Las características de decantación el lodo son evaluadas en el laboratorio, normalmente se utilizan dos parámetros:

- a. **Velocidad de sedimentación por zonas (VSZ)**, corresponde a la velocidad a la cual las partículas en suspensión se alimentan antes de alcanzar la concentración crítica.
- b. **Índice volumétrico de lodos (IVL)**, definido como el volumen en ml ocupado por 1g de sólidos en suspensión del licor mezclado (MLSS), expresado en peso seco, después de sedimentar 30 minutos en una probeta graduada de 1000 ml.

$$IVL = \frac{\text{Sólidos Sedimentables} * 1000}{MLSS (X)} \quad (65)$$

La concentración de sólidos totales en la descarga del clarificador secundario representada por X_u , puede estimarse suponiendo que no hay sólidos suspendidos perdidos en el rebosadero del clarificador:

$$X_u = \frac{10^6}{IVL} \quad (66)$$

Donde:

X_u = concentración de sólidos totales en suspensión en la línea de reciclado

Es importante recordar que los valores de X_u estimados a partir de la ecuación 83 corresponden a sólidos totales en suspensión. Para estimar la concentración de sólidos volátiles en suspensión para el reciclado $X_{V,u}$ la ecuación 66 se modifica de la siguiente forma:

$$X_{V,u} = \frac{MLVSS}{MLSS} * \frac{10^6}{IVL} \quad (67)$$

Donde:

$X_{V,u}$ = concentración de sólidos volátiles en suspensión en la línea de reciclado

La relación $MLVSS/MLSS$, esta comprendida regularmente en el intervalo de 80% a 90% de sólidos suspendidos volátiles.

1.2.6.3.11 Relación alimento microorganismos (A/M).- Varios autores han correlacionado las características de la decantación de lodos con un parámetro denominado relación alimento microorganismos (A/M) definido como:

$$A/M = \frac{\text{kg sustrato en el afluente}}{d * \text{kg MLVSS en el reactor}} \quad (68)$$

Los valores A y M vienen dados por:

$$A = (Q_0 S_0) * 86,4 \quad [\text{kg}/d] \quad (69)$$

$$M = (X_{V,a} V) * 10^{-3} \quad [\text{kg}] \quad (70)$$

En donde Q_0 viene dada en m^3/d y (S_0 y $X_{V,a}$) en mg/l .

$$A/M = \frac{Q_0 S_0}{X_{V,a} V} \quad (71)$$

Debido a que $V/Q_0 = t_h$ (tiempo de residencia) la ecuación 71 se convierte en:

$$A/M = \frac{S_0}{X_{V,a} t_h} \quad (72)$$

En la mayoría de las aguas residuales A/M se encuentra comprendido dentro de los límites siguientes:

$$0,6 > A/M > 0,3 \quad (73)$$

Se calcula un tiempo de residencia hidráulico t_h para obtener un lodo floculante óptimo. La ecuación 72 se reescribe como:

$$(A/M)_{opt} = \frac{S_0}{X_{V,a} t_h} \quad (74)$$

Donde el t_h viene expresado:

$$t_h = \frac{S_0}{X_{V,a} (A/M)_{opt}} \quad (75)$$

1.2.7 Procedimiento de diseño de las plantas de Fangos Activados.- Para diseñar una planta de Lodos Activos partimos del conocimiento de los parámetros de diseño k , Y , K_d , a y b definidas en las ecuaciones 22, 59 y 64.

La concentración de $X_{v,a}$ de MLVSS en el reactor es una variable fundamental para el diseño, normalmente esta concentración está entre 2000 y 3000 mg/l. Otra variable importante es la concentración de $X_{v,u}$ de MLVSS en el lodo de reciclado que es igual a la concentración de MLVSS en la descarga del clarificador secundario, y a la concentración de MLVSS en la purga. La concentración $X_{v,u}$ varía entre 10000 y 15000 mg/l de MLVSS.

Para el balance de materia supondremos una purga de lodos continua, pero en la práctica se llevará a cabo en forma intermitente.

1.2.7.1 Ecuaciones de diseño en función de las variables de alimentación inicial.- Todas las ecuaciones desarrolladas en el literal 1.2.6, se escriben en función del caudal (Q_0) y de la concentración del sustrato (S_0) de la alimentación combinada, figura 9. En caso del reactor continuo a escala de laboratorio, ya que no hay corriente de reciclado, Q_0 y S_0 son los datos reales de alimentación, de tal forma que las ecuaciones se aplican en forma escrita para la determinación de los parámetros biocinéticos.

Para diseñar la planta de lodos activos es útil volver a escribir las ecuaciones de trabajo en función de las variables primarias que corresponden a la alimentación inicial.

1.2.7.1.1 Balance de materia para el caudal en la alimentación combinada, “ Q_0 ”.- La relación entre los caudales $Q_0 = Q_F + Q_R$ y $r = Q_R/Q_F$, determinan la ecuación:

$$Q_0 = Q_F(1 + r) \quad (76)$$

1.2.7.1.2 Balance de materia para DBO en la alimentación combinada, “ S_0 ”.- La DBO de la alimentación combinada se calcula mediante un balance de DBO alrededor de la unión de la alimentación inicial y el lodo de reciclado (figura 9).

En condiciones de equilibrio:

$$DBO_{entrada} = DBO_{salida} \quad (77)$$

$$Q_F S_F + r Q_F S_e = Q_F (1 + r) S_0 \quad (78)$$

Por lo tanto:

$$S_0 = \frac{(S_F + r S_e)}{1 + r} \quad (79)$$

De la ecuación 78 el consumo de DBO soluble en el reactor es:

$$S_0 - S_e = \left[\frac{S_F + r S_e}{1 + r} \right] - S_e$$

ó

$$S_0 - S_e = \left[\frac{S_F - S_e}{1 + r} \right] \quad (80)$$

1.2.7.1.3 Balance de materia para sólidos suspendidos volátiles y no volátiles en la alimentación combinada, “ $X_{V,0}$ y $X_{NV,0}$ ”.- La concentración de sólidos volátiles en la alimentación combinada $X_{V,0}$ se establece mediante un balance de materia alrededor de la unión de la alimentación inicial y el lodo de reciclado (figura 9).

En condiciones de equilibrio:

$$VSS_{estrada} = VSS_{salida} \quad (81)$$

$$Q_F X_{V,F} + Q_R X_{V,u} = Q_0 X_{V,0} \quad (82)$$

Utilizando las ecuaciones ($Q_R = r Q_F$) y [$Q_0 = Q_F (1 + r)$] obtenemos:

$$X_{V,0} = \frac{X_{V,F} + r X_{V,u}}{1 + r} \quad (83)$$

Se plantea un balance de materia similar para el cálculo de la concentración de sólidos no volátiles en suspendidos en la alimentación combinada ($X_{NV,0}$):

$$X_{NV,0} = \frac{X_{NV,F} + r X_{NV,u}}{1 + r} \quad (84)$$

1.2.7.1.4 Ecuación de diseño de las relaciones cinéticas.- Para el caso del reactor continuo a escala piloto (sin reciclado de lodos), se escribió la relación cinética, ecuación 33. Utilizando la ecuación 79, la ecuación 19 se reescribe como:

$$q = \frac{1}{X_{V,a}} \left(\frac{dS}{dt} \right)_a = \frac{S_F - S_e}{X_{v,a} (V/Q_F)} \quad (85)$$

El término V/Q_F es un tiempo ficticio para el reactor basado únicamente en la alimentación inicial Q_F , se indicara este término por t , esto es:

$$t = V/Q_F \quad (86)$$

Por tanto la ecuación de diseño se convierte en:

$$q = \frac{1}{X_{V,a}} \left(\frac{dS}{dt} \right)_a = \frac{S_F - S_e}{X_{V,a} t} \quad (87)$$

Para el caso en que el sustrato sigue una cinética de 1^{er} orden:

$$\left(\frac{dS}{dt} \right)_a = K S_e \quad (88)$$

Reescribiendo la ecuación:

$$q = \frac{S_F - S_e}{X_{V,a} t} = k S_e \quad (89)$$

Donde:

$$k = \frac{K}{X_{V,a}}$$

Para el caso en que la cinética de 1^{er} orden no sea aplicable se usará la ecuación 87.

1.2.7.1.5 Ecuación de diseño para la producción neta de biomasa, “ ΔX_V ”.- Sustituyendo en la ecuación 73 los valores de $(S_0 - S_e)$ y Q_0 por los valores dados en la ecuación 63 y $[Q_0 = Q_F(1 + r)]$, se obtiene:

$$\Delta X_V = Y(S_F - S_e)Q_F - k_d X_{V,a} V \quad (90)$$

Para un reactor real con reciclado tenemos:

$$\Delta X_V = Y_n(S_F - S_e)Q_F \quad (91)$$

Donde:

Y_n = Producción neta de Biomasa

La relación Y_n e Y esta dada por la ecuación 92:

$$Y_n = \frac{Y}{1 + \left(k_d/u \right)} \quad (92)$$

Para un reactor real se deduce el tiempo hidráulico como:

$$t_h = \frac{t}{1 + r} \quad (93)$$

1.2.7.1.6 Ecuación de diseño para la utilización de oxígeno.- Al sustituir $(S_0 - S_e)$ por los valores dados en la ecuación 80 y $Q_0 = Q_F(1 + r)$ la ecuación 68 se transforma en:

$$\frac{kg \ O_2}{d} = a(S_F - S_e)Q_F + bX_{V,a}V \quad (94)$$

O bien:

$$\frac{kg \ O_2}{d} = Q_F(1 - 1,42Y)(S_F - S_e) + 1,42k_dX_{V,a}V \quad (95)$$

Donde:

$(S_F - S_e)$, esta en función de la DBO_F , e $Y = \frac{kg \ MLVSS}{kg \ DBO_5}$

1.2.7.1.7 Ecuación de diseño para la relación alimento microorganismos (A/M).- La cantidad real suministrada como alimento a los microorganismos es $Q_F S_F$, en vista de que la corriente Q_F entra y sale del reactor sin ninguna modificación. Por tanto la ecuación 88 puede reescribirse de la siguiente forma:

$$A/M = \frac{Q_F S_F}{X_{V,a} V} = \frac{S_F}{X_{V,a} t} \quad (96)$$

Donde:

$$(A/M)_{opt} = \frac{S_F}{X_{V,a} t} \quad (97)$$

Despejando t:

$$t = \frac{S_F}{X_{V,a} (A/M)_{opt}} \quad (98)$$

1.2.7.2 Producción total de lodos.- La corriente de purga (figura 9) contiene sólidos suspendidos volátiles y no volátiles. Para obtener la expresión del total de lodos en la corriente de purga se establece un balance global de sólidos en suspensión de toda la planta. Se hará referencia al diagrama simplificado descrito en la figura 14.

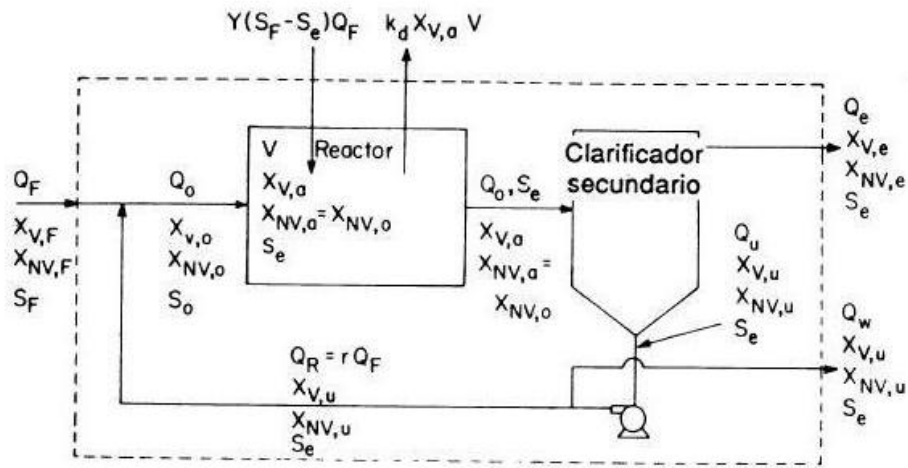


Figura 14. Balance global de sólidos en suspensión

Fuente: RAMALHO, R. S. (2003). *Tratamiento de Aguas Residuales* (Primera ed. En español). Barcelona, España: Reverte S. A. p. 320

Se realizan balances globales separados para sólidos volátiles y no volátiles.

a. Balance de materia para sólidos suspendidos volátiles. Se supone las condiciones siguientes:

- Selección de una concentración en equilibrio de MLVSS en el reactor ($X_{V,a}$). Normalmente para planta de lodos activos se asume un valor de 2000-3000 mg/l de $X_{V,a}$.
- La producción de biomasa en el reactor viene dada por $Y(S_F - S_e)Q_F$.
- La biomasa pérdida por respiración endógena esta dada por $k_d X_{V,a} V$.
- La alimentación inicial contiene una concentración de VSS, $X_{V,F}$. La aportación al sistema de VSS en la alimentación inicial es despreciable.
- La biomasa purgada viene dada por $Q_w X_{V,u}$.
- Parte de los VSS se pierden en el rebosadero del clarificador secundario. En clarificadores diseñados apropiadamente esta cantidad ($Q_e X_{V,e}$) debe ser muy pequeña.

Por tanto en condiciones de equilibrio se obtiene:

$$Y(S_F - S_e)Q_F + Q_F X_{V,F} = (VSS)_w + K_d X_{V,a} V + Q_e X_{V,e}$$

$$\therefore (VSS)_w = Q_w X_{V,u} = \Delta X_V + Q_F X_{V,F} + Q_e X_{V,e} \quad (99)$$

b. Balance de materia para sólidos suspendidos no volátiles. Este balance de materia se establece directamente de la figura 14. En condiciones de equilibrio:

$$Q_F X_{NV,F} = (NVSS)_w + Q_e X_{NV,e}$$

$$\therefore (NVSS)_w = Q_w X_{NV,u} = Q_F X_{NV,u} - Q_e X_{NV,e} \quad (100)$$

Del balance global de agua residual, figura 9:

$$Q_e = Q_F - Q_w \quad (101)$$

Introduciendo la ecuación 101:

$$(NVSS)_w = Q_w X_{NV,u} = Q_F (X_{NV,F} - X_{NV,e}) + Q_w X_{NV,e} \quad (102)$$

Producción total de Lodos:

$$(TSS)_w = (VSS)_w + (NVSS)_w \quad (103)$$

$$(TSS)_w = Y(S_F - S_e)Q_F - k_d X_{V,a} V + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e} + Q_F (X_{NV,F} - X_{NV,e}) + Q_w X_{NV,e} \quad (104)$$

1.2.7.3 Determinación de la relación de reciclado, r.- Para obtener la expresión de reciclado se realiza un balance de materia de los VSS alrededor del clarificador secundario figura 9.

Balance de materia de los VSS alrededor de del clarificador secundario:

$$VSS \text{ que entran, } \left(\frac{kg}{d} \right)$$

- VSS en el efluente del reactor:

$$Q_0 X_{V,a}$$

$$Q_0 = Q_F (r + 1)$$

$$Q_F (r + 1) X_{V,a}$$

$$VSS \text{ que salen, } \left(\frac{kg}{d} \right)$$

- VSS en el efluente del clarificador:

$$Q_e X_{V,e}$$

- VSS en la corriente de purga:

$$(VSS)_w = \Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e}$$

- VSS en el lodo reciclado:

$$Q_R X_{V,u} = r Q_F X_{V,u}$$

En condiciones de equilibrio:

$$Q_F (1 + r) X_{V,a} = Q_e X_{V,e} + \Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e} + r Q_F X_{V,u} \quad (105)$$

Despejando r y simplificando:

$$r = \frac{Q_F X_{V,a} - \Delta X_V - Q_F X_{V,F}}{Q_F (X_{V,u} - X_{V,a})} \quad (106)$$

Donde:

r = relación de reciclado

Si ΔX_V y $Q_F X_{V,F} \ll Q_F X_{V,a}$, siendo despreciables obtenemos:

$$r = \frac{X_{V,a}}{(X_{V,u} - X_{V,a})} \quad (107)$$

1.2.7.4 Caudal de purga, Q_w y rebosamiento del clarificador, Q_e .- Reemplazando Q_e en la ecuación 99 por el valor de la ecuación 101 y despejando Q_w , se obtiene:

$$Q_w = \frac{\Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_F X_{V,e}}{X_{V,u} - X_{V,e}} \quad (108)$$

$$Q_e = Q_F - \frac{\Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_F X_{V,e}}{X_{V,u} - X_{V,e}} \quad (109)$$

1.2.7.5 Tiempo de residencia en el reactor.- Se calcula mediante dos criterios, con el fin de determinar cuál controla el diseño. Estos criterios son:

- ❖ *Calidad del efluente*, este debe cumplir con normas impuestas por las correspondientes autoridades.

$$t = \frac{S_F - S_e}{k X_{V,a} S_e} \quad (110)$$

Escrita en función de $(S_F - S_e)$ y t :

$$t = \frac{S_F - S_e}{k X_{V,a} (S_e - S_n)} \quad (111)$$

- ❖ *Carga Orgánica*, valorada a partir de $(A/M)_{opt}$ de floculación y decantación del lodo.

$$t = \frac{S_F}{X_{V,a} (A/M)_{opt}} \quad (112)$$

Una vez elegido el tiempo de residencia, se calcula el volumen del reactor:

$$V = Q_F t \quad (113)$$

Y la relación real de A/M con el tiempo seleccionado, por último se calcula el valor S_e real.

$$S_e = \frac{S_F}{1 + kX_{V,a}t} \quad (114)$$

1.2.7.6 Consumo de nutrientes.- Para tener una buena degradación biológica aerobia de las aguas residuales es necesaria una cantidad apropiada de ciertos nutrientes.

En general los nutrientes son nitrógeno, fósforo, calcio, magnesio y vitaminas. De estos, las aguas residuales requieren generalmente nitrógeno y fósforo. En caso de existir deficiencia se corrige añadiendo al reactor aerobio cantidades calculadas de compuestos que contengan nitrógeno y fósforo. Se estima las necesidades de nitrógeno y fósforo conociendo que los MLVSS purgados (ΔX_V , kg/d) contienen aproximadamente 2% y 12% de peso de P y N, respectivamente.

❖ Peso de N y P que se pierde por purga de MLVSS

$$N = 0,12 \Delta X_V \text{ kg/d} \quad (115)$$

$$P = 0,02 \Delta X_V \text{ kg/d} \quad (116)$$

❖ Peso de N y P que se pierde en el efluente

$$N = 86,4 Q_F(1,0) \text{ kg/d} \quad (117)$$

$$P = 86,4 Q_F(0,5) \text{ kg/d} \quad (118)$$

Donde:

$$Q_F = \frac{m^3}{s}$$

Las necesidades totales de P y N serán:

$$N = 0,12 \Delta X_V + Q_F(1,0)(86,4) \text{ kg/d} \quad (119)$$

$$P = 0,02 \Delta X_V + Q_F(0,5)(86,4) \text{ kg/d} \quad (120)$$

❖ Cantidad de N y P en la alimentación:

$$N_{disponible} = 86,4Q_F(NTK) \text{ kg/d} \quad (121)$$

Donde:

NTK = Nitrógeno total Kjeldahl en la alimentación, mg/l

$$P_{disponible} = 86,4Q_F(P) \text{ kg/d} \quad (122)$$

Donde:

P = fósforo en la alimentación inicial, mg/l de P.

1.2.7.7 Estimación de la temperatura de operación en el reactor biológico.- Aplicando la ecuación de Arrhenius se llega a la conclusión de que la constante de velocidad biocinética k se dobla aproximadamente por cada aumento de 10 °C de la temperatura. Por ello, la ecuación de Arrhenius tomará la forma siguiente:

$$k_{T_w} = k_{20}\theta^{(T_w-20)} \quad (123)$$

Donde:

T_w = temperatura del agua residual en el reactor, °C

θ = coeficiente de temperatura (estimado en 1,03)

Es imprescindible, en consecuencia, estimar la temperatura de operación T_w del reactor biológico para corregir la constante de velocidad k obtenida en el laboratorio hasta condiciones reales de operación por medio de la ecuación 140.

Para estimar el valor de T_w se realiza un balance térmico del reactor, figura 15. Donde la alimentación total puede dividirse en dos corrientes hipotéticas: la alimentación inicial Q_F y la de reciclado Q_R . La corriente de reciclado entra y sale del reactor a la temperatura T_w y por lo tanto no ayuda al balance térmico.

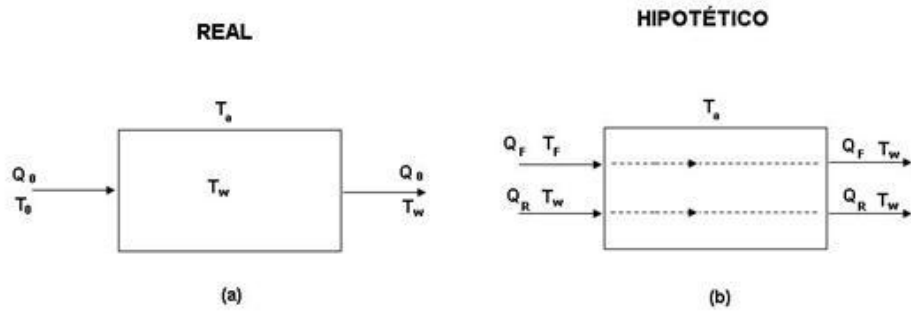


Figura 15. Balance térmico del reactor aerobio

Fuente: RAMALHO, R. S. (2003). *Tratamiento de Aguas Residuales* (Primera ed. En español). Barcelona, España: Reverte S. A. p. 327

Se definen a continuación los parámetros siguientes:

T_F = Temperatura de alimentación, °C

T_w = Temperatura del reactor (y efluente), °C

T_a = Temperatura ambiente, °C

h = Coeficiente de transferencia de calor en el licor del reactor y el ambiente, Kcal/h.m².°C

m_F = Caudal másico de alimentación fresca, kg/h

$$m_F = Q_F \left(\frac{m^3}{s} \right) \left(1000 \frac{kg}{m^3} \right) \left(3600 \frac{s}{h} \right) = 3,6 \times 10^6 Q_F$$

A = Superficie de transferencia del licor en la balsa, m²

C = Calor específico del licor; 1,0 Kcal/kg. °C

El cambio de Entálpico en el afluente es:

$$m_F * 1,0 * (T_F - T_w) = m_F (T_F - T_w) = 3,6 \times 10^6 Q_F (T_F - T_w) \quad (124)$$

Las pérdidas de calor en el ambiente vienen proporcionadas por:

$$h \left[\frac{kcal}{h * m^2 * ^\circ C} \right] * A [m^2] * (T_w - T_a) [^\circ C] = hA (T_w - T_a) \left[\frac{kcal}{h} \right]$$

En condiciones de equilibrio, despreciando el calor de reacción correspondiente a la oxidación del sustrato, tenemos:

$$3,6 \times 10^6 Q_F (T_F - T_w) = hA (T_w - T_a) \quad (125)$$

El coeficiente global de transferencia de calor, h , depende de la potencia de los aireadores, la velocidad del viento, la radiación solar, la humedad relativa del aire y la geometría de la balsa de aireación, entre las más significativas. Para lodos activos la variable más significativa es la potencia requerida. Una aproximación rápida para balsas de lodos activos es implantar la igualdad:

$$hA = 1134(HP) \quad (126)$$

Siendo $1134 \text{ kcal}/HP * h * ^\circ C$, la cantidad liberada por 1 HP en una hora de $1^\circ C$ de temperatura. La ecuación 125 se reescribe:

$$3,6 \times 10^6 Q_F (T_F - T_w) = 1134(HP)(T_w - T_a) \quad (127)$$

Despejando T_w :

$$T_w = \frac{3,6 \times 10^6 Q_F (T_F) + 1134(HP)(T_a)}{3,6 \times 10^6 Q_F + 1134(HP)} \quad (128)$$

La dificultad que presenta la aplicación de la ecuación 128 es que requiere un procedimiento iterativo para determinar T_w , suponiéndose un valor preliminar de la potencia requerida.

La regla de estimación preliminar de la potencia requerida establece que en las plantas de lodos activos se consumen diariamente de 20 a 22 Kg de DBO_5 por HP, esto es:

$$HP \approx \frac{kg \ DBO_r / d}{(20 \text{ a } 22) \ kg \ DBO_r / HP * d} \quad (129)$$

Los kg de DBO_5 consumidos diariamente se calculan a partir de:

$$\frac{kg \ DBO_r}{d} = 86,4 Q_F (S_F - S_e) \quad (130)$$

Donde:

$$Q_F = \frac{m^3}{s}$$

$$(S_F - S_e) = DBO_r, \text{ mg/l}$$

$$HP = \frac{86,4Q_F(S_F - S_e)}{20 \text{ a } 22} \quad (131)$$

1.2.7.8 Balance de materia de los sólidos no volátiles en suspensión.- Con objeto de completar los balances de materia del diagrama de la figura 9, se establecen las igualdades siguientes:

$$X_{NV,F}; X_{NV,0} = X_{NV,a}; X_{NV,e} \text{ y } X_{NV,u}$$

Se requiere la selección de la fracción de sólidos volátiles en los MLSS, o sea la fracción volátil de los sólidos en suspensión en el reactor y en el efluente del mismo. Sea F_V dicha fracción:

$$F_V = \frac{X_{V,a}}{X_{V,a} + X_{NV,a}} \quad (132)$$

Normalmente se propone un diseño sobre la base de una concentración del 80 al 90% de sólidos volátiles en el reactor.

$$0,80 < F_V < 0,90 \quad (133)$$

Normalmente $X_{V,a}$ esta en un valor entre 2000 – 3000 mg/l y $X_{NV,a}$ es un valor calculado.

$$X_{NV,a} = \frac{(1 - F_V)X_{V,a}}{F_V} = X_{NV,0} \quad (134)$$

El clarificador esta diseñado para capturar el 100% de sólidos esto es $X_{NV,e} \approx 0$.

$$Q_0 X_{NV,a} = Q_e X_{NV,e} + Q_u X_{NV,u} \quad (135)$$

Despejando y utilizando la ecuación: $Q_0 = Q_F(1 + r)$

$$X_{NV,u} \approx \frac{Q_F(1 + r)X_{NV,a}}{Q_u} \quad (136)$$

Mediante un balance de NVSS, alrededor del punto de unión de la alimentación inicial con la corriente del reciclado para formar la alimentación combinada, se tiene:

$$Q_F X_{NV,F} + Q_R X_{NV,u} = Q_0 X_{NV,0} = Q_0 X_{NV,a} \quad (137)$$

Con las ecuaciones: $Q_R = rQ_F$ y $Q_0 = Q_F(1 + r)$, se tiene:

$$X_{NV,F} = (1 + r)X_{NV,a} - rX_{NV,u} \quad (138)$$

Donde:

$X_{NV,F}$ corresponde a la fracción de NVSS en el rebosadero del clarificador primario.

Subsiguientemente, puede ahora dimensionarse el clarificador primario con esta pérdida en el vertedero como criterio de diseño, y éste será un clarificador primario compatible con los criterios de diseño de la planta de lodos activos.

1.2.8 Organismos que intervienen en el tratamiento biológico.- Estos organismos se clasifican:

- a. En función de la fuente de carbono y del dador de e^- utilizados
 - *Autótrofos*.- capaces de sintetizar la materia orgánica a partir de sustancias minerales.
 - *Heterótrofos*.- organismos que precisan de la materia orgánica para su desarrollo y mantenimiento.
- b. En función del tipo de aceptor de e^-
 - *Aerobios*.- utilizan únicamente oxígeno.
 - *Anaerobios*.- crecen en ausencia de oxígeno.
 - *Facultativos*.- utilizan oxígeno cuando esta presente, sin embargo, en ausencia de este disponen de otro aceptor de e^- .

En el tratamiento de aguas residuales y en los procesos de auto purificación son importantes los siguientes grupos de organismos:

1.2.8.1 Bacterias.- Pueden ser autótrofas o heterótrofas. En sistemas de tratamiento biológico actúan en múltiples procesos, el más importante es la disminución de materia orgánica por vía aerobia. En procesos de lodos activos normalmente las bacterias constituyen el 95 % del material celular (biomasa).

La temperatura del medio es importante para el crecimiento bacteriano y de otros organismos, cada especie de bacterias se desempeña mejor dentro de cierto rango de temperatura, fuera de estas temperaturas su actividad es afectada apreciablemente.

Tabla 3. Clasificación de bacterias según el rango de temperatura

Clasificación	Rango de temperatura, °C	Óptimo, °C
Crio-fílicos	-2 a 30	12 a 18
Meso-fílicos	20 a 45	25 a 40
Termo-fílicos	40 a 75	55 a 65

1.2.8.2 Protozoos.- Microorganismos heterótrofos, pueden ser aerobios o anaerobios facultativos en su mayoría aunque se han encontrado algunos anaerobios. Aproximadamente constituyen el 5% de biomasa en el proceso de lodos activos, necesarios en este proceso debido a que eliminan coliformes y patógenos, clarifican el efluente y contribuyen a la floculación de la biomasa, aunque en menor grado que las bacterias formadoras de flóculos.

Los grupos básicos encontrados en fangos activos son flagelados, amebas y, ciliados en formas libres y fijas.

1.2.8.3 Hongos.- Son en su mayoría aerobios estrictos, requieren bajos valores de pH y bajas cantidades de nitrógeno al compararlos con las bacterias. Su proliferación en procesos de lodos activos produce fangos con cualidades pobres de sedimentación.

1.2.8.4 Algas.- Organismos fotosintéticos en su mayoría unicelulares. Usadas como fuente de oxígeno en sistemas de depuración extensivos.

1.2.8.5 Rotíferos.- Organismos aerobios y multicelulares. Tienen dos conjuntos de cilios en la cabeza que utilizan para moverse y capturar el alimento. Consumen bacterias y partículas de materia orgánica.

1.2.8.6 Nematodos.- En sistemas de depuración al igual que los rotíferos actúan como predadores de los organismos inferiores, en fangos activados constituyen la cima de la pirámide trófica.

1.2.9 Procesos que tienen lugar en los tratamientos biológicos

1.2.9.1 Crecimiento Biológico.- Los microorganismos presentes en el tratamiento son capaces de utilizar moléculas pequeñas y simples para su crecimiento (como ácido acético, glucosa, amonio, nitrito, etc.).

1.2.9.2 Hidrólisis.- Consiste en la transformación de moléculas de gran tamaño en moléculas pequeñas, directamente degradables mediante la acción de enzimas extracelulares producidas por los microorganismos. Tiene lugar la hidrólisis tanto de la materia particulada como de la disuelta. Estos procesos son normalmente más lentos que los de crecimiento biológico, por lo que suelen convertirse en los limitantes. ^[14]

1.2.9.3 Desaparición de biomasa.- Engloba en consumo de biomasa debido a:

1.2.9.3.1 Mantenimiento.- La energía necesaria para los procesos celulares (motilidad, regulación osmótica, transporte molecular, etc.). Cuando los aportes externos de energía son menores que las necesidades de energía para mantenimiento, las células obtienen la energía necesaria de la degradación de reservas de energía existentes en el interior de la célula, lo que da lugar a una disminución de la biomasa (metabolismo endógeno). Cuando todas las reservas endógenas se han agotado las células mueren. ^[15]

1.2.9.3.2 Predación.- Los organismos superiores en la cadena trófica (por ejemplo protozoos) utilizan las bacterias como alimento.

1.2.9.3.3 Muerte y Lisis.- Cuando las células mueren se produce la rotura de la pared celular y el citoplasma, y otros constituyentes pasan al medio donde, tras sufrir un proceso de hidrólisis, se convierten en sustrato para otros organismos. Los materiales más complejos permanecen como residuo orgánico inerte ya que prácticamente no se solubilizan. ^[16]

1.2.10 Sistemas de aireación.- En general, los métodos para la aireación en procesos de lodos activos se pueden clasificar en unidades de difusión de aire, aireadores de turbina y aireadores superficiales.

El principal requisito que cumplirá un sistema de aeración es, ser capaz de transferir oxígeno al

licor mezclado y, suministrar la agitación necesaria para mantener en suspensión los flóculos de lodo y el licor mezclado tan homogéneo como sea posible; si la agitación es insuficiente para mantener en suspensión en todo el líquido a los flóculos de lodos, el contacto reducido entre microorganismos y nutrientes retardará la tasa de remoción de nutrientes. De manera similar, se requiere una mezcla adecuada para disminuir los espacios muertos en el tanque y así estos no se vean privados de oxígeno disuelto.

1.2.10.1 Unidades de difusión de aire.- En estos sistemas la transferencia de oxígeno se efectúa por la acción de burbujas que se forman dentro de la mezcla de licor. Se impulsa aire comprimido a través de toberas (aspersores), de medios porosos (difusores), o por disolución de aire a presión en una parte del líquido, el que luego se libera dentro del cuerpo principal del licor mezclado produciendo efervescencia.

Las plantas de gran tamaño que requieren tasas de suministro de aire de $50 \text{ m}^3/\text{s}$ o más, pueden hacer uso de compresores de flujo axial, son de costos elevados pero, altamente eficientes. Las plantas de menor tamaño que requieren menos de $7 \text{ m}^3/\text{s}$, podrán hacer uso de compresores del tipo de engranajes de lóbulos.

1.2.10.1.1 Difusores de burbujas finas.- Son fabricados de material sintetizado, cerámico o de plástico comprimido formado en placas, tubos o domos. El tamaño de las burbujas producidas por el difusor depende del tamaño de los poros del medio y de su capacidad de ser humedecido. Los difusores de burbujas finas dan una mayor resistencia al flujo del aire que los dispositivos de burbujas medianas o gruesas.

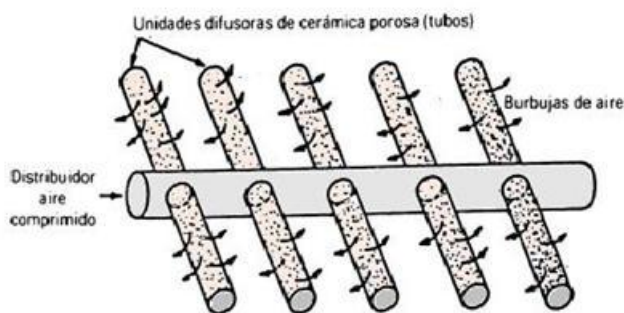


Figura 16. Esquema de un sistema de difusión de burbuja fina

1.2.10.1.2 Difusores de burbuja media.- Se los conoce también con el nombre de difusores plástico porosos. Consisten en una cubierta de tela plástica, tejida, soportada por un plástico reforzado con vidrio. La tela es flexionada durante la operación, lo que inhibe la acumulación de lodo y otros materiales sobre la superficie del medio poroso.

1.2.10.1.3 Dispositivos de burbuja gruesa.- Para producir burbujas gruesas se puede montar una diversidad de toberas, placas o tubos, perforados o ranurados con arreglos diferentes. Se requiere de una filtración antes de la toma para proteger al compresor. Se puede incluir un dispositivo unidireccional en el montaje del orificio para obstruir el paso de las aguas residuales a la línea de suministro de aire.

1.2.10.2 Unidades de aireación por turbinas.- Con estas unidades se consigue una entrada de oxígeno atmosférico por aireación superficial y la dispersión del aire comprimido por acción de cizalladura, producida por un agitador o turbina rotativa.

Una turbina que gira en un eje vertical en la superficie del líquido extrae líquido del tanque de aeración, lo lanza como un denso surtidor sobre la superficie, manteniendo un patrón de circulación en el líquido, que es radial con respecto a la turbina.

El grado de mezcla está controlado por la potencia suministrada a la turbina y es por tanto, independiente del flujo de aire, que es controlado por la capacidad del compresor.

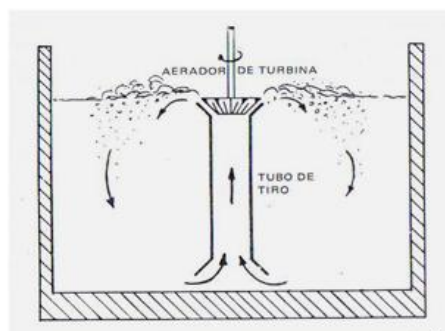


Figura 17. Sistema de aireación de turbina

1.2.10.3 Equipos de aireación superficial.- Su funcionamiento es únicamente debido al arrastre del oxígeno del aire atmosférico. Son usados con frecuencia en plantas de Lodos activos y Lagunas Aireadas.

1.2.10.3.1 Rendimiento de transferencia de oxígeno en aireadores superficiales.- Se expresa en función de la cantidad de oxígeno que se transfiere realmente por (CV*H) de energía utilizada.

$$(RT) = \frac{\text{kg } O_2 \text{ transferidos}}{CV * h} \quad (139)$$

Se han desarrollado correlaciones entre el rendimiento de transferencia y el nivel de agitación del tanque. Existe aproximadamente una relación lineal entre estos parámetros tal como se indica en la línea recta de la figura 18. Así, como la relación existente entre la potencia y el diámetro de influencia, representada por la curva en la misma figura.

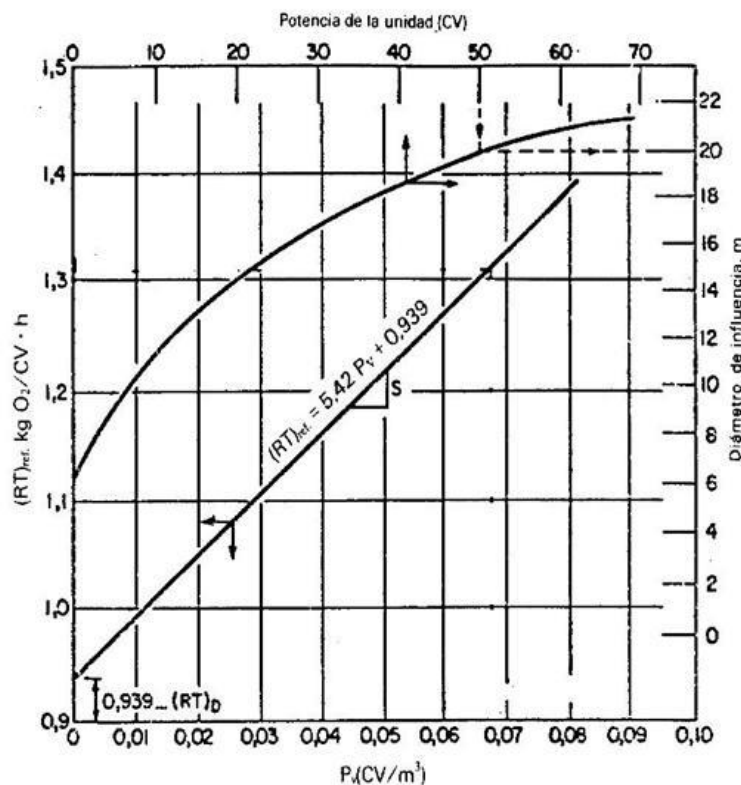


Figura 18. Características de aireadores de superficie

Fuente: RAMALHO, R. S. (2003). *Tratamiento de Aguas Residuales* (Primera ed. En español). Barcelona, España: Reverte S. A. p.239

Puede definirse el rendimiento de transferencia de referencia, $(RT)_{ref}$, como el oxígeno que se transfiere a agua corriente en condiciones de referencia, temperatura 20 °C, Presión 760 mmHg y concentración 0 de oxígeno disuelto.

El rendimiento de transferencia real, $(RT)_{real}$, para una agua residual en condiciones de operación, esta relacionado con $(RT)_{ref}$, mediante la ecuación:

$$(RT)_{real} = (RT)_{ref} \cdot \left(\alpha_{20^{\circ}C} \times 1,024^{T-20} \times \frac{C_{s,w} - C_L}{9,2} \right) \quad (140)$$

A continuación se definen las constantes utilizadas en la ecuación 140:

- **β :** constante que relaciona las condiciones de saturación entre el agua corriente y el agua residual. Para la mayoría de los casos esta en el intervalo de $(0,92 < \beta < 0,98)$.

$$\beta = \frac{C_{s,w}}{C_{s,s}} \quad (141)$$

Donde:

$C_{s,w}$ = Concentración de saturación de oxígeno para agua residual en la superficie

$C_{s,s}$ = Concentración de saturación de oxígeno para agua corriente en la superficie

- **C_L :** concentración de oxígeno disuelto en régimen estacionario (donde $C_L > 0$).
- **α :** factor de correlación que relaciona el coeficiente de transferencia global $(K_L a)$ de las aguas residuales con el de las aguas corrientes. El valor de α oscila en el intervalo de $(0,8 < \alpha < 1)$.

$$\alpha = \frac{(K_L a)_{agua\ residual}}{(K_L a)_{agua\ corriente}} \quad (142)$$

Muchas aguas residuales industriales, contienen agentes tensoactivos (ácidos grasos y alcoholes). Se supone que estos agentes se encuentran en la interfase de la película, esta concentración de moléculas retrasa el proceso de difusión de oxígeno al agua residual, en comparación con el agua corriente, haciendo que los valores de α suelen ser $\alpha < 1,0$.

- $C_{s,s}$: Concentración de saturación de oxígeno para agua corriente en la superficie, según la Ley de Henry se expresa como:

$$C_{s,s} = (C_{s,s})_{760} \frac{P - P^v}{760 - P^v} \quad (143)$$

La concentración de oxígeno disuelto en la fase líquida es proporcional a la presión parcial del oxígeno en la fase gaseosa. Donde P es la presión barométrica (mmHg), y P_v es la presión de vapor de agua a la temperatura del sistema.

1.2.10.3.2 Potencia.- Para unidades de Lodo Activo convencionales: $0,05 < P_v < 0,08$.

Para obtener el valor de la potencia hay que obtener las características del aireador, que incluye: La correlación entre $(RT)_{ref}$ y P_v , recogida en la figura 18.

$$(RT)_{real} = K * (RT)_{ref} \quad (144)$$

$$K = \left(\alpha_{20^\circ C} \times 1,024^{T-20} \times \frac{C_{s,w} - C_L}{9,2} \right) \quad (146)$$

$$Potencia = \frac{O_2 requerido (kg/h)}{(RT)_{real}} \quad (145)$$

1.2.10.3.3 Selección de aireadores y disposición del tanque de aireación.- Para la selección del aireador hay que obtener sus características, esto incluye: la correlación entre la potencia específica del aireador y el diámetro de influencia para sólidos en suspensión (m), información recogida en la figura 18.

Las profundidades de los tanques de aireación con unidades de superficie varían entre 2,4 a 3,6 m.

2 METODOLOGÍA

2.1 Diseño de la investigación

La investigación propuesta será de tipo experimental, apoyada por investigación de campo y bibliográfica, de carácter descriptivo con un enfoque cualitativo y cuantitativo.

2.1.1 Recopilación bibliográfica.- Se realizará la recopilación bibliográfica con el fin de acceder a información que nos guíe en los procedimientos que se deberán seguir en el diseño del reactor biológico para tratamiento de las aguas residuales.

2.1.2 Investigación experimental.- En la investigación experimental se establecen las siguientes fases para el sistema de tratamiento de las aguas residuales de la industria azucarera:

- Caracterización inicial de las aguas residuales.
- Análisis de los procesos que se pueden emplear para el tratamiento del agua residual.
- Construcción del equipo a escala de laboratorio.
- Desarrollo experimental (Tratamiento Biológico).
- Caracterización final del efluente luego del tratamiento.
- Evaluación de los resultados.

2.1.3 Enfoque

2.1.3.1 Enfoque Cualitativo.- Se observará los efectos contaminantes que producen los diferentes procesos dentro de la Industria Azucarera y como estos podrían intervenir en el tratamiento de las aguas residuales.

2.1.3.2 Enfoque Cuantitativo.- Se realizará el tratamiento del agua residual procedente de una Industria Azucarera en un reactor biológico continuo a escala de laboratorio a flujo constante de aire, durante el tratamiento se tomarán muestras representativas a distintos intervalos de tiempo para medir la concentración de sólidos suspendidos volátiles en el licor de mezcla, SS, DBO_5 soluble, pH, Oxígeno disuelto e índice volumétrico de Lodos.

Posteriormente con los valores obtenidos y mediante cálculos específicos se obtendrán los parámetros biocinéticos del reactor biológico, estos resultados nos ayudaran a determinar los parámetros de diseño para una planta de Lodos Activos.

Variables utilizadas en el diagrama 3:

pH = Potencial de Hidrógeno

MLVSS = Sólidos Suspendidos Volátiles en Licor de Mezcla

S_0 = Demanda Biológica de Oxígeno

SS = Sólidos Suspendidos

T = Temperatura

VUO = Velocidad de Utilización de Oxígeno

OD = Oxígeno Disuelto

2.2 Diseño Experimental

Información requerida para establecer las variables de diseño del reactor biológico.

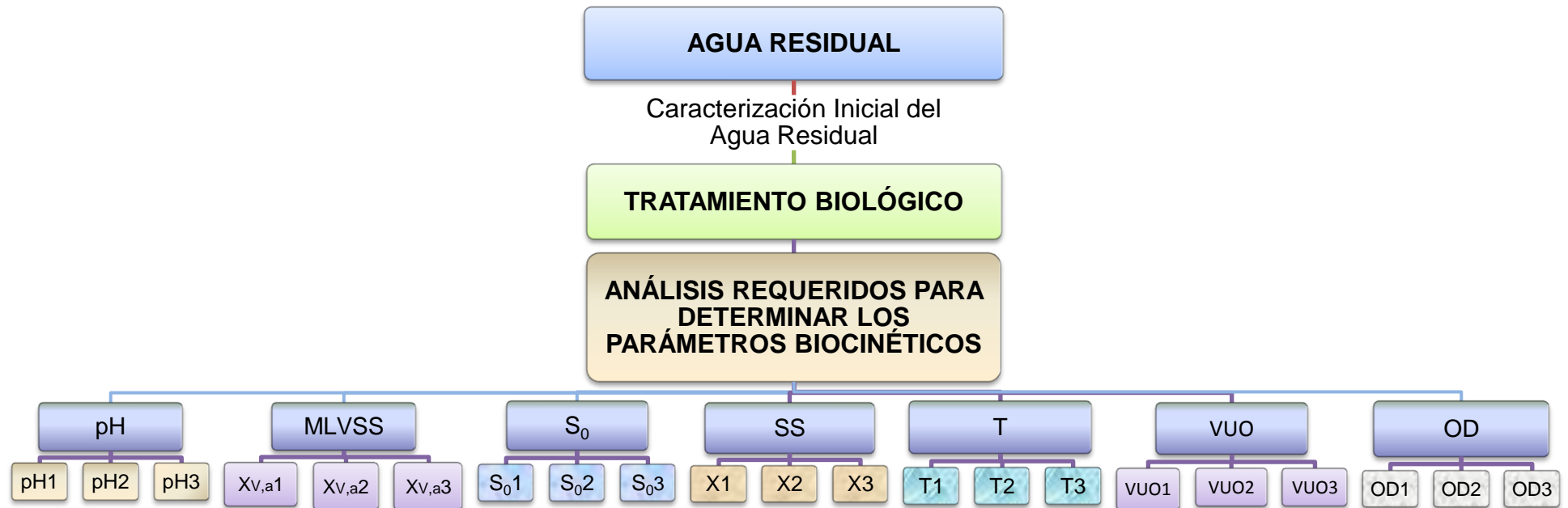


Diagrama 3. Diseño experimental

2.3 Desarrollo Experimental

La parte experimental de esta investigación se realizó en un reactor biológico continuo, a escala de laboratorio en la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Central del Ecuador.

El afluente a tratar “Agua Residual” proviene de un Ingenio Azucarero (S/N), la toma de muestra se realizó al final del proceso de producción.

Los parámetros a determinar según las ecuaciones de balance de materia son: Y , a , k , k_d y b . En la figura 19 se muestra el esquema del reactor de flujo continuo. El reactor está hecho de acrílico transparente con dos secciones: una cámara de aireación (cámara rectangular) y una cámara de decantación (cámara con pendiente lateral), las mismas que representan el bioreactor y clarificador secundario de una planta real.

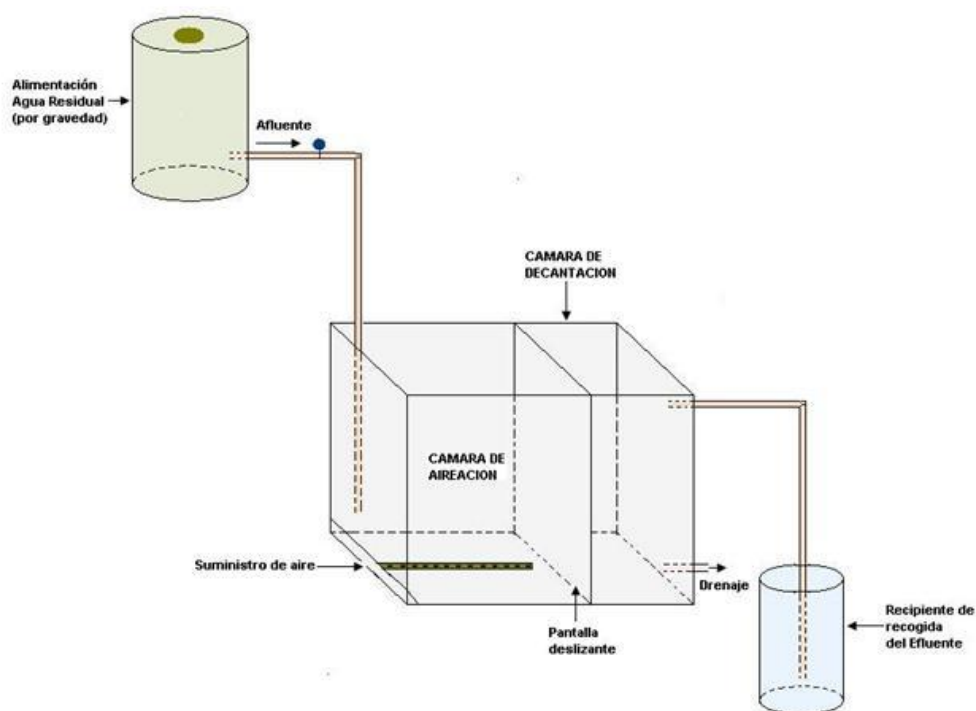


Figura 19. Reactor de flujo continuo a escala de laboratorio

La capacidad de la cámara de aireación y sedimentación es de 10 y 6 litros respectivamente. El aire se suministra con ayuda de un compresor de 3 HP por medio de un difusor en tubería de cobre que se encuentra en el fondo del reactor. Las burbujas de aire mantienen el contenido de la cámara de aireación en una condición de mezcla completa. El agua residual se alimenta

continuamente por gravedad luego de la fase estacionaria, desde un recipiente que se encuentra ubicado a una cierta altura, y fluye continuamente hasta un recipiente de recogida del efluente. Las cámaras de aireación y sedimentación se encuentran separadas por una pantalla deslizante que puede quitarse completamente si se lo desea. La pantalla deslizante deja una abertura transversal de 6 a 13 mm en el fondo del biorreactor, para lograr una recirculación del lodo desde la cámara de decantación hasta la cámara aireada.

2.3.1 Procedimiento.- Etapas del proceso.- Para el tratamiento del afluente se considera las siguientes etapas:

- * Toma de la muestra “agua residual al final del proceso de producción”.
- * Caracterización del agua residual cruda considerando los parámetros establecidos para las descargas en la Industria Azucarera.
- * Proceso Biológico.
- * Proceso de post-clarificación del agua tratada.
- * Caracterización del agua post-clarificada considerando los parámetros fijados.

2.3.1.1 Caracterización del afluente (Agua residual cruda).- Análisis del agua residual cruda considerando los parámetros establecidos para las descargas en la Industria Azucarera.

2.3.1.2 Proceso biológico

- a.** Se adiciona cal para ajustar el pH del agua residual según las necesidades de la misma, para operar en un rango de pH entre 6 y 9. Según las especificaciones técnicas de la bacteria comercial.
- b.** Se llena el reactor con agua residual hasta un volumen predeterminado (16 litros).
- c.** Se conecta el compresor y se suministra aire al reactor; el contenido de la cámara de aireación se mezcla completamente mediante la turbulencia producida.
- d.** Se ajusta la pantalla deslizante para dejar una abertura de 10 mm en el fondo del reactor, para conseguir la altura deseada de lodo en la cámara de decantación y el intercambio de lodo entre las dos cámaras (figura 20).

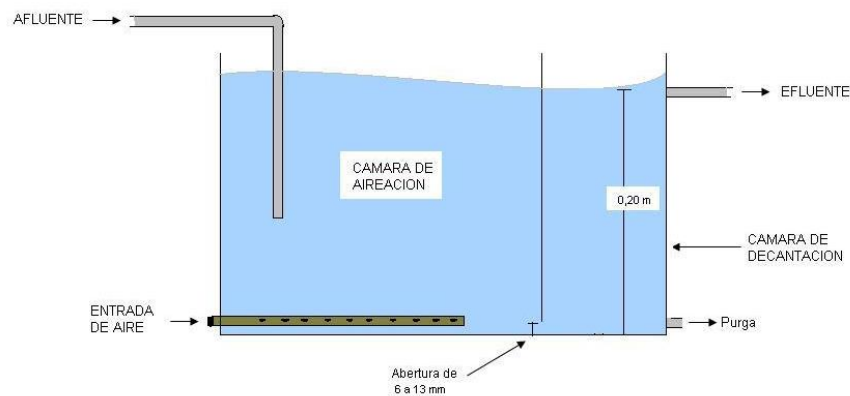


Figura 20. Vista en sección de las cámaras de decantación y aireación

- e.* Se adicionan los nutrientes requeridos, que contemplan: bacterias, componentes minerales, polisacáridos (fuente de carbono) y materia orgánica para acelerar el proceso biológico.
- f.* Se mide, la concentración de MLVSS. Para comprobar el aumento neto de MLVSS, se taponan el vertedero de descarga, se eleva la pantalla, se homogeniza el licor de mezcla y se extrae una muestra del tanque. Se realizan determinaciones de MLVSS 2 veces al día.
- g.* El proceso de lodos activos se desarrolla hasta que se observa una disminución en los niveles de DQO, DBO₅, Sólidos Suspendidos.
- h.* El control de los parámetros establecidos se lo realiza en forma periódica cada 12 horas según el programa de muestreo indicado en la Tabla 4.
- i.* Una vez alcanzado la operación en estado estacionario se regula el caudal necesario (suministrado por acción de la gravedad) para obtener el tiempo de residencia deseado en la cámara de aireación.
- j.* Se tabula los datos obtenidos.
- k.* Se replica el proceso anteriormente descrito para verificar los resultados obtenidos.

Tabla 4. Programa de Muestreo

Análisis	Frecuencia	Agua Residual inicial ^a	Licor mezclado ^b	Efluente ^c
DQO (mg/l)	1/día	x	x	x
DBO ₅ (mg/l)	1/día	x	x	x
pH	1/día	x	x	x
SS, MLVSS (mg/l)	2/día	-	x	-
Oxígeno Disuelto (OD) (mg/l)	1/día	x	x	-
Velocidad de utilización de Oxígeno	1/día	-	x	-
Color, Turbiedad	1/día	x	x	x

Donde:

^a Muestra extraída de la alimentación del afluente o de los depósitos de agua residual cruda.

^b Muestra extraída del tanque desprovisto de la pantalla.

^c Muestra extraída del efluente.

2.3.1.3 Post-clarificación y caracterización del agua tratada.- Análisis del agua tratada y post-clarificada considerando los parámetros para la Industria Azucarera.

❖ *Post-clarificación*

a. Se toma un volumen determinado de agua tratada, se realiza la desinfección con una solución de hipoclorito de sodio.

b. A continuación se realiza la post-clarificación mediante una prueba de jarras.

c. Prueba de Jarras:

- Encender los agitadores, consiguiendo la homogenización de las muestras.
- Adicionar cal para ajustar el pH en caso de requerirlo.
- Adicionar el coagulante (sales de hierro o PAC), en volúmenes diferentes para cada vaso.
- Adicionar el floculante aniónico y reducir la velocidad de agitación.
- Luego de la agitación lenta, dejar las muestras en reposo. Separar los lodos producidos.

d. Medir la Demanda Química de Oxígeno de cada muestra tratada, y elegir como dosis óptima a la muestra con menor valor de DQO.

❖ *Caracterización del agua tratada.*- La caracterización se llevo a cabo mediante aplicación de ensayos fisicoquímicos según los parámetros indicados para la industria azucarera.

2.4 Datos

2.4.1 Caracterización del agua residual cruda.- El agua cruda se analizó considerando los parámetros para la Industria Azucarera, como se indica en la Tabla 5.

Tabla 5. Caracterización del agua residual cruda

PARÁMETRO	UNIDAD	VALOR
pH	---	4,40
Temperatura	°C	13,2
DQO	mg/l	8171
DBO ₅ (S ₀)	mg/l	5589
Sólidos Suspendidos (X)	mg/l	890
Turbidez	FAU	770
Color	Pt/Co	100
Sólidos Sedimentables	ml/l	5
SST	mg/l	1210
MLVSS (X _{v,a})	mg/l	50

2.4.2 Caracterización del agua tratada en el reactor biológico.- El agua residual cruda es alimentada al reactor biológico, en función de ensayos preliminares se establece como tiempo de muestreo 24 horas. Se caracteriza el agua luego de cada muestreo, el agua del reactor biológico y el agua de salida del reactor. Los datos se registran en las tablas 6 y 7.

Tabla 6. Datos experimentales del bioreactor

Nº	Tiempo	pH	T	S	S _o	X	OD	Turbidez	Color	MLVSS	S. Sed
	h	-	°C	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	FAU	Pt/Co	mg/l	ml/l
1	0	4,40	13,2	8171	5589	890	3,87	770	100	50	5
2	15	4,93	13,8	7030	3842	4090	3,96	3500	2700	170	17
3	38	5,47	13,0	4867	2655	5570	3,87	5150	3100	290	34
4	61	6,68	13,5	2418	1505	9500	3,63	5450	4350	515	95
5	84	7,10	13,4	1862	615	2170	3,23	1425	1560	1180	150

Tabla 7. Datos experimentales a la salida del bioreactor

Nº	tiempo	pH	T	S	S _o	X	Turbidez	Color	S. Sed
	h	-	°C	mg/l	mg/l	mg/l	FAU	Pt/Co	ml/l
1	9	4,28	14,1	8076	5081	1760	1380	1560	4,0
2	15	4,81	14,5	5269	3033	880	580	840	1,0
3	38	5,39	14,3	4742	2420	710	560	546	0,8
4	61	6,66	14,8	2367	1030	390	240	315	0,5
5	84	7,02	15,0	1477	529	340	220	294	0,3

Simbología utilizada en las tablas 6 y 7:

pH = Potencial de hidrógeno

T = Temperatura

S = Demanda química de oxígeno

S₀ = Demanda bioquímica de oxígeno

X = Sólidos suspendidos

OD = Oxígeno disuelto

MLVSS = Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor de Muestra

2.4.3 Caracterización del agua post-clarificada.- Debido a que finalizado el tratamiento biológico el efluente aun posee elevada concentración de DBO, se realiza una Post-clarificación (tabla 8).

Tabla 8. Caracterización del agua post-clarificada (84 horas)

PARÁMETRO	UNIDAD	VALOR
pH	---	7,34
Temperatura	°C	20,9
DQO	mg/l	400
DBO ₅ (S ₀)	mg/l	144
Sólidos Suspendidos (X)	mg/l	4
Turbidez	FAU	7
Color	Pt/Co	54
Sólidos Sedimentables	ml/l	<0,1
Volumen de Lodo	ml/l	95

3 CÁLCULOS Y RESULTADOS

3.1 Cálculos para el reactor biológico

3.1.1 Parámetros de diseño del reactor biológico

3.1.1.1 Coeficiente de transformación, “f”

$$f = \frac{DBO_5}{DQO}$$

Donde:

DBO₅ = Demanda bioquímica de oxígeno en la alimentación inicial, mg/l

DQO = Demanda química de oxígeno en la alimentación inicial, mg/l

$$f = \frac{5589}{8171} = 0,684$$

El valor de $f = 0,684$ nos indica que el agua residual del ingenio azucarero es biodegradable; por lo tanto, puede tratarse biológicamente.

3.1.1.2 Carga másica, “C_m”

$$C_m = \frac{Q * S_F}{V * X}$$

Donde:

Q = Caudal utilizado en la experimentación = 0,186 l/h

S_F = DBO₅ en la alimentación inicial, mgO₂/l

V = Volumen del reactor piloto, l

X = Sólidos suspendidos en el reactor piloto, mg X/l

Para t = 0 horas (Condición inicial):

$$C_m = \frac{0,186 * 5589}{16 * 890}$$

$$C_m = 0,073 \frac{mg O_2}{mg X * h} = 1,752 \frac{mg O_2}{mg X * d}$$

Tabla 9. Cálculo de la carga másica dentro del bioreactor

t, h	C _m , mg O ₂ /mg X*d
0	1,752
15	0,262
38	0,133
61	0,044
84	0,079

3.1.1.3 Edad del Lodo, “E”

$$E = \frac{V * X}{Q_w * X_{v,u}}$$

Donde:

V = Volumen del reactor piloto, l

X = Sólidos suspendidos en el reactor piloto, mg X/l

Q_w = Caudal en la purga

X_{v,u} = Sólidos suspendidos volátiles en la purga.

Nota: No se aplica esta ecuación, debido a que en el reactor a escala de laboratorio no se realiza purga de lodos.

3.1.1.4 Carga Volumétrica, C_v

$$C_v = \frac{Q * S_F}{V}$$

Donde:

Q = Caudal utilizado en la experimentación = 0,186 l/h

S_F = DBO₅ en la alimentación inicial, mgO₂/l

V = Volumen del reactor piloto, l

Para $t = 0$ horas (Condición inicial):

$$C_v = \frac{0,186 * 5589}{16}$$

$$C_v = 64,972 \frac{mg O_2}{l * h} = 1559,331 \frac{mg O_2}{l * d}$$

Tabla 10. Cálculo de la carga volumétrica dentro del bioreactor

t, h	C _v , mgO ₂ /l*d
0	1559,331
15	1071,918
38	740,745
61	419,895
84	171,585

3.1.1.5 Rendimiento

$$\%R = \frac{S_F - S_e}{S_F} * 100$$

Donde:

S_e = DBO en el efluente ($t = 84$ horas), mg/l

S_F = DBO en la alimentación inicial, mgO₂/l

* *Proceso Biológico*

$$\%R = \frac{5589 - 529}{5589} * 100$$

$$\%R = 90,53$$

* *Sistema global de tratamiento*

$$\%R = \frac{5589 - 144}{5589} * 100$$

$$\%R = 97,42$$

3.1.2 Parámetros Biocinéticos

3.1.2.1 Velocidad de utilización de oxígeno, VUO.- Los valores de la Velocidad de Utilización de Oxígeno (VUO), corresponden a la pendiente en el Diagrama Oxígeno Disuelto en función del tiempo (ver gráficos del 1 al 5).

3.1.2.1.1 Muestra 1: condiciones iniciales (9 horas)

$$V_c = \frac{V_T(V_M - V_D)}{V_M}$$

Donde:

V_c = volumen corregido, ml

V_T = volumen a titular, ml

V_M = volumen muestreado, ml

V_D = volumen desplazado por las soluciones utilizadas, ml

$$V_c = \frac{50(110 - 2)}{110} = 49,09 \text{ ml}$$

$$\frac{\text{mg OD}}{l} = \frac{M * \text{ml Tiosulfato de sodio} * 8 * 1000}{V_c}$$

Donde:

M = molaridad del tiosulfato; 0,025 M

$$8 = \frac{\text{g O}_2}{\text{Eq-g O}_2}$$

V_c = volumen corregido, ml

$$\frac{\text{mg OD}}{l} = \frac{0,025 * 0,95 * 8 * 1000}{49,09} = 3,87$$

Tabla 11. Cálculo de oxígeno disuelto para 9 horas

Nº	Tiempo	V _{MUESTRA}	V _{CORREGIDO}	V _{TIOSULFATO}	OD
	min	ml	ml	ml	mg/l
1	5	50	49,09	0,95	3,87
2	10	50	49,09	0,86	3,50

Tabla 11. Cálculo de oxígeno disuelto para 9 horas (continuación)

Nº	Tiempo	V _{MUESTRA}	V _{CORREGIDO}	V _{TIOSULFATO}	OD
	min	ml	ml	ml	mg/l
3	15	50	49,09	0,68	2,77
4	20	50	49,09	0,49	2,00
5	25	50	49,09	0,33	1,34

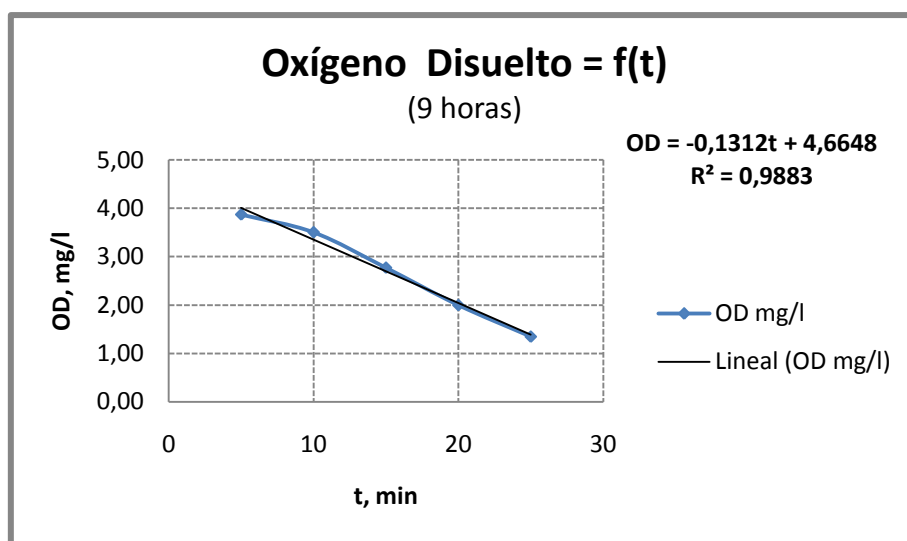


Gráfico 1. Representación de oxígeno disuelto vs. tiempo (9 horas)

$$VUO = -(-PENDIENTE)$$

$$VUO = 0,1312 \quad \text{mg/l} \cdot \text{min}$$

$$VUO = 7,872 \quad \text{mg/l} \cdot \text{h}$$

3.1.2.1.2 Muestra 2: (15 horas)

Tabla 12. Cálculo de oxígeno disuelto para 15 horas

Nº	Tiempo	V _{MUESTRA}	V _{CORREGIDO}	V _{TIOSULFATO}	OD
	min	ml	ml	ml	mg/l
1	5	50	49,55	0,98	3,96
2	10	50	49,55	0,88	3,55
3	15	50	49,55	0,76	3,07

Tabla 12. Cálculo de oxígeno disuelto para 15 horas (contianución)

Nº	Tiempo	V _{MUESTRA}	V _{CORREGIDO}	V _{TIOSULFATO}	OD
	min	ml	ml	ml	mg/l
4	20	50	49,55	0,59	2,38
5	25	50	49,55	0,34	1,37

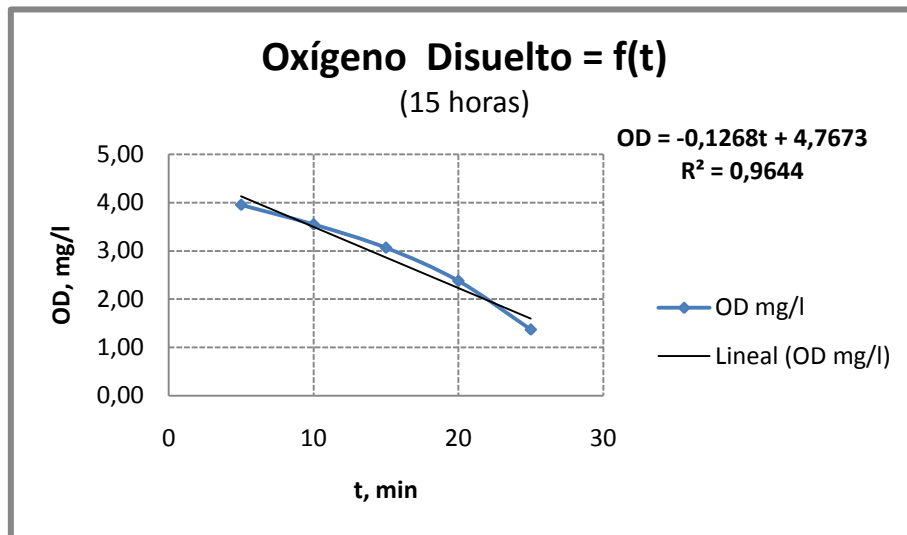


Gráfico 2. Representación de oxígeno disuelto vs. tiempo (15 horas)

$$VUO = -(-PENDIENTE)$$

$$VUO = 0,1268 \quad \text{mg/l} \cdot \text{min}$$

$$VUO = 7,608 \quad \text{mg/l} \cdot \text{h}$$

3.1.2.1.3 Muestra 3: (38 horas)

Tabla 13. Cálculo de oxígeno disuelto para 38 horas

Nº	Tiempo	V _{MUESTRA}	V _{CORREGIDO}	V _{TIOSULFATO}	OD
	min	ml	ml	ml	mg/l
1	5	50	49,09	0,95	3,87
2	10	50	49,09	0,79	3,22
3	15	50	49,09	0,6	2,44
4	20	50	49,09	0,5	2,04

Tabla 13. Cálculo de oxígeno disuelto para 38 horas (continuación)

Nº	Tiempo	V _{MUESTRA}	V _{CORREGIDO}	V _{TIOSULFATO}	OD
	min	ml	ml	ml	mg/l
1	5	50	49,09	0,95	3,87
2	10	50	49,09	0,79	3,22
3	15	50	49,09	0,6	2,44
4	20	50	49,09	0,5	2,04
5	25	50	49,09	0,36	1,47

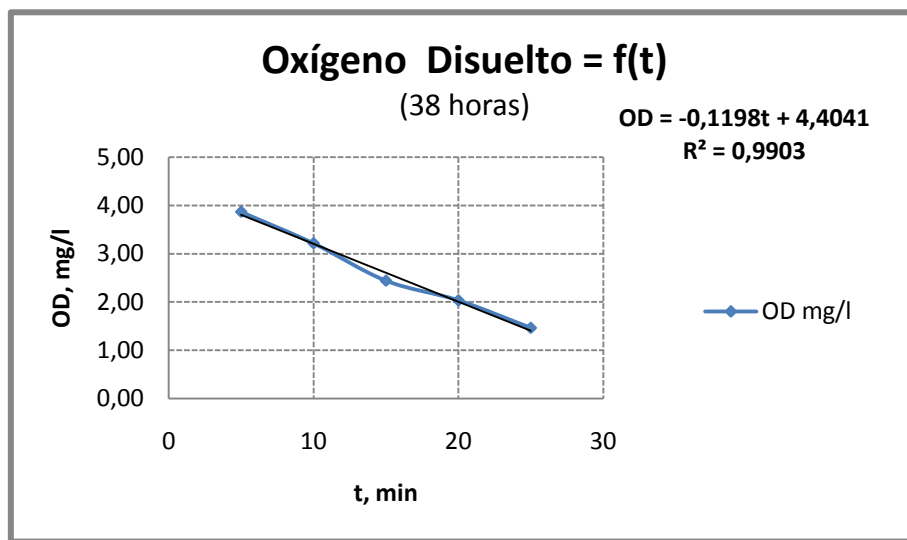


Gráfico 3. Representación de oxígeno disuelto vs. tiempo (38 horas)

$$VUO = -(-PENDIENTE)$$

$$VUO = 0,1198 \quad \text{mg/l} \cdot \text{min}$$

$$VUO = 7,188 \quad \text{mg/l} \cdot \text{h}$$

3.1.2.1.4 Muestra 4: (61 horas)

Tabla 14. Cálculo de oxígeno disuelto para 61 horas

Nº	Tiempo	V _{MUESTRA}	V _{CORREGIDO}	V _{TIOSULFATO}	OD
	min	ml	ml	ml	mg/l
1	5	50	49,55	0,90	3,63

Tabla 14. Cálculo de oxígeno disuelto para 61 horas (continuación)

Nº	Tiempo	V _{MUESTRA}	V _{CORREGIDO}	V _{TIOSULFATO}	OD
	min	ml	ml	ml	mg/l
2	10	50	49,55	0,88	3,55
3	15	50	49,55	0,71	2,87
4	20	50	49,55	0,60	2,42
5	25	50	49,55	0,44	1,78

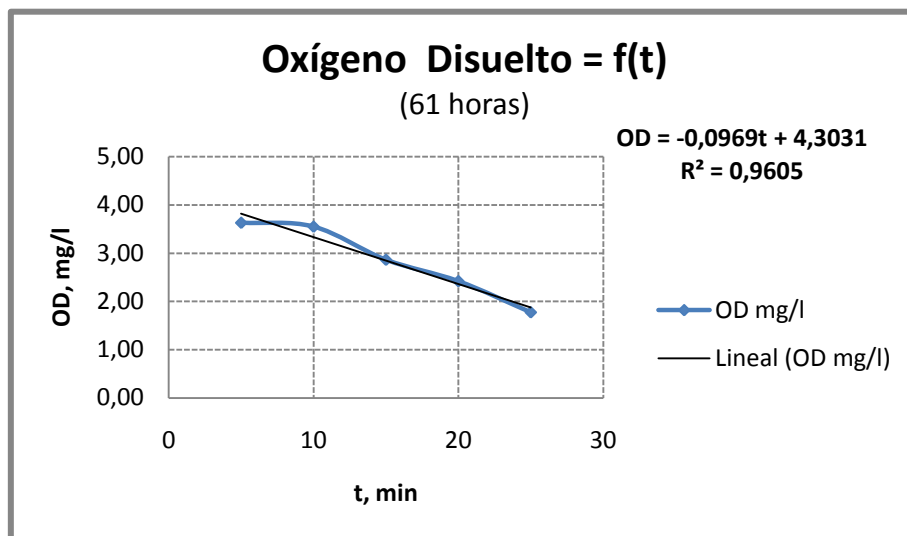


Gráfico 4. Representación de oxígeno disuelto vs. tiempo (61 horas)

$$VUO = -(-PENDIENTE)$$

$$VUO = 0,0969 \quad \text{mg/l} \cdot \text{min}$$

$$VUO = 5,814 \quad \text{mg/l} \cdot \text{h}$$

3.1.2.1.5 Muestra 5: (84 horas)

Tabla 15. Cálculo de oxígeno disuelto para 84 horas

Nº	Tiempo	V _{MUESTRA}	V _{CORREGIDO}	V _{TIOSULFATO}	OD
	min	ml	ml	ml	mg/l
1	5	50	49,55	0,8	3,23
2	10	50	49,55	0,62	2,50

Tabla 15. Cálculo de oxígeno disuelto para 84 horas (continuación)

Nº	Tiempo	V _{MUESTRA}	V _{CORREGIDO}	V _{TIOSULFATO}	OD
	min	ml	ml	ml	mg/l
3	15	50	49,55	0,55	2,22
4	20	50	49,55	0,49	1,98
5	25	50	49,55	0,31	1,25

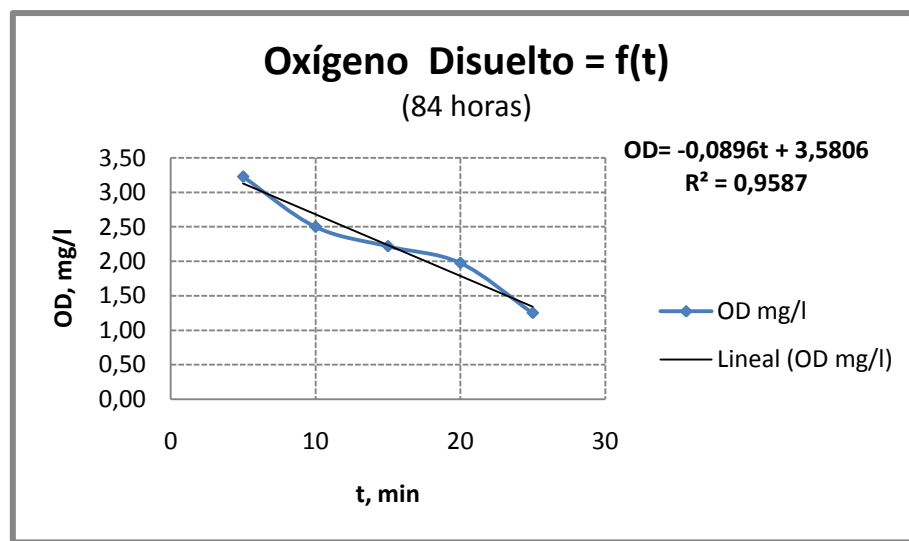


Gráfico 5. Representación de oxígeno disuelto vs. tiempo (84 horas)

$$VUO = -(-PENDIENTE)$$

$$VUO = 0,0896 \quad \text{mg/l} \cdot \text{min}$$

$$VUO = 5,376 \quad \text{mg/l} \cdot \text{h}$$

Tabla 16. Velocidad de utilización de oxígeno

Nº	Tiempo	VUO	VUO
	horas	mg/l.min	mg/l.h
1	9	0,1312	7,872
2	15	0,1268	7,608
3	38	0,1198	7,188
4	61	0,0969	5,814
5	84	0,0896	5,376

3.1.2.2 Índice volumétrico de lodos, IVL

$$IVL = \frac{\text{Sólidos Sedimentables} * 1000}{\text{Sólidos Suspendidos}(X)}$$

3.1.2.2.1 Muestra 1: condiciones iniciales (0 horas)

$$IVL = \frac{5 * 1000}{890}$$

$$IVL = 5,618 \frac{ml}{g}$$

Tabla 17. Índice Volumétrico de lodos

Nº	Tiempo	S. Sedimentables	S. Suspendidos	IVL
	h	ml/l	mg/l	ml/g
1	0	5	890	5,618
2	15	17	4090	4,156
3	38	34	5570	6,104
4	61	95	9500	10,000
5	84	150	2170	69,124

3.1.2.3 Determinación experimental de sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles

3.1.2.3.1 Muestra 1: condiciones iniciales (0 horas)

$$m_{G3} = m_{G1} + m_{G2}$$

Donde:

m_{G1} = masa del crisol, g

m_{G2} = masa del papel filtro, g

m_{G3} = masa crisol más papel filtro, mg

$$m_{G3} = 21,2954 + 0,1240 = 21,4194 * 1000 = 21419,4 \text{ mg}$$

❖ Sólidos suspendidos totales (SST)

$$SST = \frac{m_{G4} - m_{G3}}{V} * 1000$$

Donde:

m_{G4} = masa de la muestra después del secado, mg

m_{G3} = masa del crisol más papel filtro, mg

V = volumen de muestra, ml

$$SST = \frac{21431,5 - 21419,4}{10} * 1000 = 1210 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

❖ Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV)

$$SSV = \frac{m^*_{G4} - m_{G3}}{V} * 1000$$

Donde:

m^*_{G4} = masa de la muestra después de la calcinación, mg

m_{G3} = masa del crisol más papel filtro, mg

V = volumen de muestra, ml

$$SSV = \frac{21419,9 - 21419,4}{10} * 1000 = 50 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Tabla 18. Sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos volátiles

Nº	tiempo	m _{G1}	m _{G2}	V _{muestra}	m _{G3}	m _{G4}	m* _{G4}	SST	SSV
	h	g	g	ml	mg	mg	mg	mg/l	mg/l
1	0	21,2954	0,1240	10	21419,4	21431,5	21419,9	1210	50
2	9	26,2414	0,1233	10	26364,7	26377,1	26366,3	1235	160
3	15	15,0520	0,1252	10	15177,2	15190,0	15178,9	1280	170
4	32	19,5734	0,1261	10	19699,5	19713,3	19702,3	1375	275
5	38	40,8596	0,1240	10	40983,6	40998,1	40986,5	1450	290
6	55	20,3756	0,1244	10	20500,0	20518,3	20503,9	1825	385
7	61	24,1540	0,1227	10	24276,7	24297,1	24281,9	2035	515
8	78	16,7256	0,1208	5	16846,4	16872,0	16849,4	5120	590
9	84	21,4957	0,1231	5	21618,8	21644,6	21624,7	5160	1180
10	89	16,2991	0,1263	5	16425,4	16467,1	16431,6	8340	1240
<i>Lodos</i>	<i>89</i>	<i>15,3673</i>	<i>0,1235</i>	<i>2</i>	<i>15490,8</i>	<i>15557,8</i>	<i>15524,6</i>	<i>33475</i>	<i>16875</i>

3.1.2.4 Producción neta de lodos

$$\Delta X_V = V_t X'_{V,a} - V_t X_{V,a} = V_t (X'_{V,a} - X_{V,a})$$

Donde:

ΔX_V = Producción neta de lodos, g/d

V_t = Volumen total del reactor, l

$X_{V,a}$ = Primera determinación de sólidos suspendidos volátiles, mg/l

$X'_{V,a}$ = Segunda determinación de sólidos suspendidos volátiles, mg/l

3.1.2.4.1 Muestra 1: Condiciones iniciales (0 horas)

$$\Delta X_V = 16(160 - 50)$$

$$\Delta X_V = 1760 \frac{mg}{día} = 1,760 \frac{g}{día}$$

Tabla 19. Determinación de la producción neta de lodos, ΔX_V

Nº	Tiempo	$X_{V,a}$	$X'_{V,a}$	$(X'_{V,a} - X_{V,a})$	$(X'_{V,a} - X_{V,a})$	V_{REACTOR}	ΔX_V
	h	mg/l	mg/l	mg/l	g/l	L	g/d
1	0	50	160	110	0,110	16	1,76
2	24	170	275	105	0,105	16	1,68
3	48	290	385	95	0,095	16	1,52
4	120	515	590	75	0,075	16	1,20
5	144	1180	1240	60	0,060	16	0,96

3.1.2.5 Parte 1. Cinética de consumo e IVL en función de A/M

- Con los datos de la tabla 20 y mediante cálculos se construye la tabla 21.
- Obtenemos valores calculados de la Velocidad específica de consumo de sustrato, “q” y la relación alimento/microorganismos, “A/M”.
- Se grafica la Velocidad específica de consumo de sustrato “q” en función de la DBO₅ en el efluente “S_e”, como se indica en el gráfico 6.
- De la gráfica anterior se determina el valor de la constante k, que es la pendiente de la recta.

- Graficar índice volumétrico de lodos (*IVL*) en función de la relación alimento/microorganismos *A/M*, como se indica en el gráfico 7.
- En el gráfico 7 estimar el valor mínimo para *A/M*.

Tabla 20. Datos experimentales para la determinación de constantes biocinéticas

Nº	Datos de Laboratorio				
	S_0	S_e	$X_{v,a}$	Q_0	V
	mg/l	mg/l	mg/l	l/h	l
1	5589	5081	50	0,186	16
2	3842	3033	170	0,186	16
3	2655	2420	290	0,186	16
4	1505	1030	515	0,186	16
5	615	529	1180	0,186	16

Tabla 21. Cinética de consumo

Nº	Datos de Laboratorio				Datos Calculados					Datos de Laboratorio
	S_0	S_e	$X_{v,a}$	Q_0	$t_h = \frac{v}{Q_0}$	$(S_0 - S_e)$	$X_{v,a}t_h$	$q = \frac{(S_0 - S_e)}{X_{v,a}t_h}$	$A/M = \frac{S_0}{X_{v,a}t_h}$	IVL
	mg/l	mg/l	mg/l	l/h	h	mg/l	mg*h/l	h ⁻¹	mgDBO ₅ / mg _{MLVSS} *d	ml/g
1	5589	5081	50	0,186	86	508	4301	0,1181	31,1866	5,618
2	3842	3033	170	0,186	86	809	14624	0,0553	6,3054	4,156
3	2655	2420	290	0,186	86	235	24946	0,0094	2,5543	6,104
4	1505	1030	515	0,186	86	475	44301	0,0107	0,8153	10,000
5	615	529	1180	0,186	86	86	101505	0,0008	0,1454	69,124

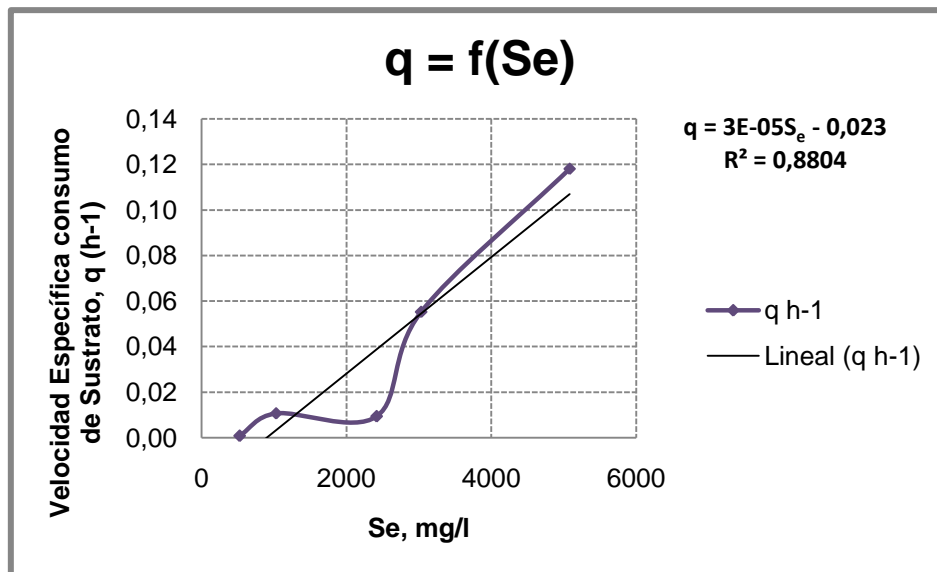


Gráfico 6. Determinación de la constante de velocidad de consumo de sustrato, “k”

Ecuación de diseño:

$$q = k \cdot S_e$$

Donde:

PENDIENTE k :	0,00003	$\text{h}^{-1} \cdot \text{l} / \text{mg}$
k :	0,00072	$\text{d}^{-1} \cdot \text{l} / \text{mg}$

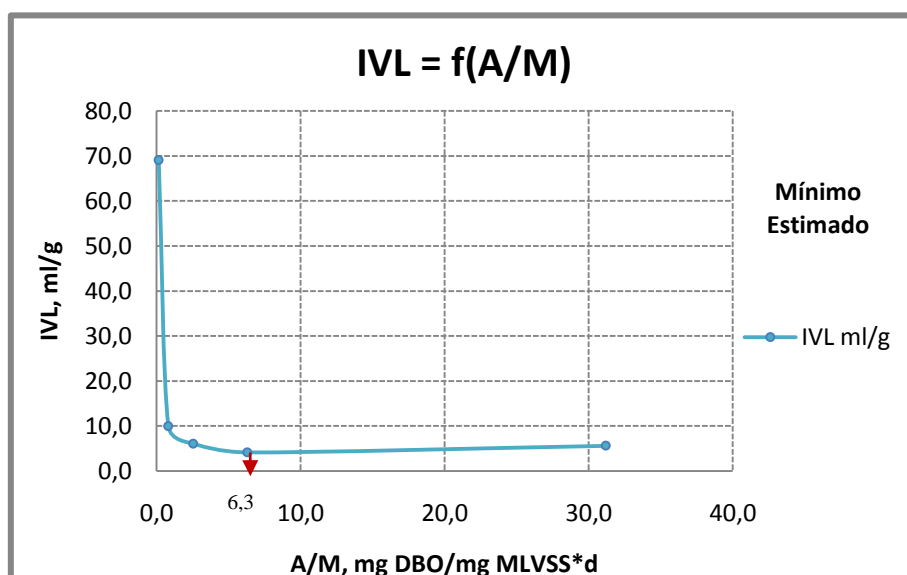


Gráfico 7. Representación del índice volumétrico de lodos en función de la relación alimento microorganismos

3.1.2.6 Parte 2. Parámetros de utilización de Oxígeno “a y b”.

- Con los datos de la tabla 20 y mediante cálculos se construye la tabla 22.
- Obtenemos la Velocidad específica de utilización de oxígeno, “ R_{O_2} ”.
- Graficamos velocidad específica de utilización de oxígeno “ R_{O_2} ” en función de la velocidad específica de consumo de sustrato “ q ”, como se indica en el gráfico 8.
- Se determina la pendiente y la ordenada al origen en el gráfico anterior.

Tabla 22. Cinética de utilización de oxígeno

Nº	Datos de Laboratorio		Datos Calculados		
	$X_{V,a}$	VUO	VUO	$R_{O_2} = \frac{VUO}{X_{V,a}}$	$q = \frac{(S_0 - S_e)}{X_{V,a} t_h}$
	mg/l	mg/l*min	mg/l*h	h ⁻¹	h ⁻¹
1	50	0,1312	7,872	0,1574	0,1181
2	170	0,1268	7,608	0,0448	0,0553
3	290	0,1198	7,188	0,0248	0,0094
4	515	0,0969	5,814	0,0113	0,0107
5	1180	0,0896	5,376	0,0046	0,0008

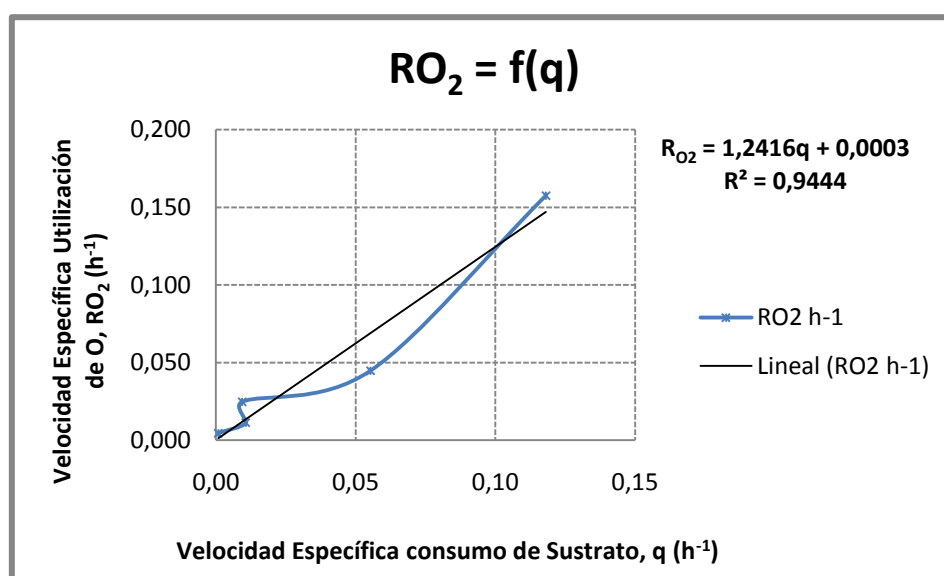


Gráfico 8. Determinación del metabolismo energético por oxidación del sustrato, “a” y oxígeno utilizado por día de sólidos suspendidos volátiles, “b”

Ecuación de diseño: $R_{O_2} = a * q + b$

Donde:

PENDIENTE: $a = 1,2416$ mg O₂/mg DBO₅

ORDENADA: $b = 0,0003$ h⁻¹

$b = 0,0072$ d⁻¹

3.1.2.7 Parte 3. Parámetros de producción de biomasa “Y, y k_d”

- Con los datos de la tabla 20 y mediante cálculos se construye la tabla 23.
- Se calcula la Velocidad específica de crecimiento de la biomasa, “μ”.
- Graficar la velocidad específica de crecimiento de la biomasa “μ” en función de la velocidad específica de consumo de sustrato “q”, como se muestra en el gráfico 9.
- Determinar la pendiente y la ordenada al origen de la recta del gráfico anterior.

Tabla 23. Parámetros de producción de biomasa

Nº	Datos de Laboratorio		Datos Calculados				
	ΔX_V	$X_{V,a}$	ΔX_V	ΔX_V	$\frac{\Delta X_V}{V}$	$\mu = \frac{\Delta X_V/V}{X_{V,a}}$	$q = \frac{(S_0 - S_e)}{X_{V,a} t_h}$
	g/d	mg/l	mg/d	mg/h	mg _{MLVSS} /h*l	mg _{MLVSS} /h*mg _{MLVSS}	h ⁻¹
1	1,760	50	1760	73,333	4,583	0,0917	0,1181
2	1,680	170	1680	70,000	4,375	0,0257	0,0553
3	1,520	290	1520	63,333	3,958	0,0136	0,0094
4	1,200	515	1200	50,000	3,125	0,0061	0,0107
5	0,960	1180	960	40,000	2,500	0,0021	0,0008

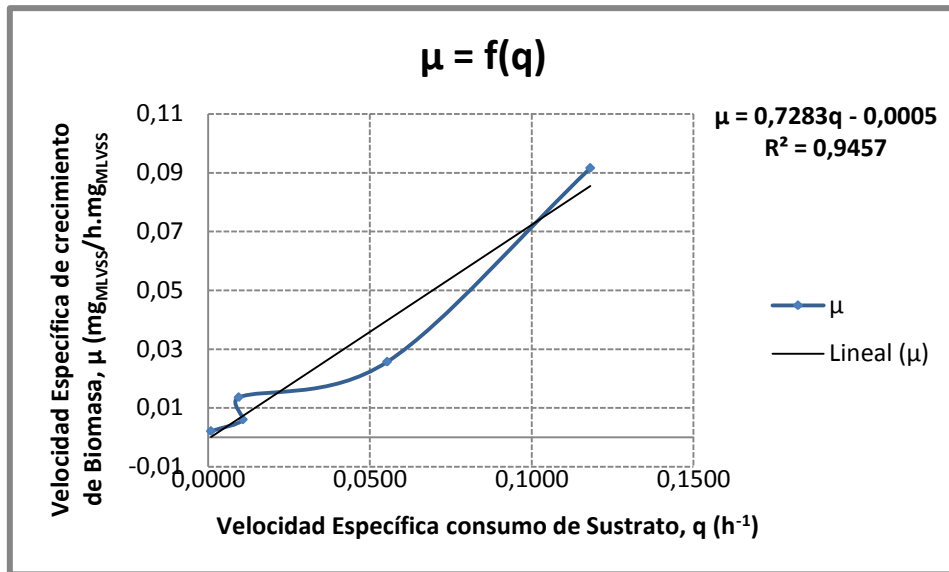


Gráfico 9. Determinación del coeficiente de descomposición microbiana, “ k_d ” y la producción de lodo biológico de sustrato consumido, “ Y ”

Ecuación de diseño: $\mu = Y * q - k_d$

Donde:

PENDIENTE: $Y = 0,7283$ mg MLVSS producidos/mg DBO

ORDENADA: $k_d = -(-0,0005)$ h⁻¹

$k_d = 0,0120$ d⁻¹

3.2 Resultado de los parámetros biocinéticos para el reactor biológico

Tabla 24. Parámetros biocinéticos para el reactor biológico

Parámetro	Unidad	Valor
k	d ⁻¹ *l/mg	0,00072
a	kg O ₂ /kg DBO ₅	1,2416
b	d ⁻¹	0,0072
Y	kg MLVSS _{prod.} /kg DBO ₅	0,7283
K_d	d ⁻¹	0,0120
t_h	h	86

3.3 Cálculos para el diseño de una planta de lodos activos

3.3.1 Datos e información requerida para el diseño.- Los valores de la tabla 25, corresponden al análisis de la muestra de agua residual tomada en la descarga del Ingenio Azucarero. Además, para el diseño de la unidad de tratamiento biológico se considerará el caudal real de descarga en planta.

Tabla 25. Datos sobre la alimentación inicial

Parámetro	Significado	Unidad	Valor
Q_F	Caudal de alimentación	m ³ /s	5,65x10 ⁻³
S_F	DBO ₅ en la alimentación	mg DBO ₅ /l	5589
$X_{V,F}$	Sólidos volátiles en la alimentación	mg/l	0
Alcalinidad	Como CaCO ₃	mg CaCO ₃ /l	50
Nitrógeno Total	-	mg TKN/l	27,19
Fósforo	Como (P – PO ₄)	mg /l	49,1
$T_{F(máx)}$	Temperatura máxima en la alimentación	°C	46
$T_{F(mín)}$	Temperatura mínima en la alimentación	°C	28
$P_{barométrica}$	Presión barométrica	mmHg	633

Tabla 26. Datos sobre la calidad del efluente

Parámetro	Significado	Unidad	Valor
$S_{e \text{ máx permisible}}$	DBO en el efluente	mg DBO ₅ /l	100
$X_{V,e}$	Sólidos suspendidos volátiles en el rebosadero	mg/l	20
$X_{NV,e}$	Sólidos suspendidos no volátiles en el rebosadero	mg/l	0

Tabla 27. Información para el diseño del reactor biológico

Parámetro	Significado	Unidad	Valor
$X_{V,a}$	Sólidos suspendidos volátiles en el reactor	mg/l	1240
$X_{V,u}$	Sólidos suspendidos volátiles en la descarga del clarificador secundario	mg/l	16875
$T_{a(máx)}$	Temperatura ambiental máxima	°C	33
$T_{a(min)}$	Temperatura ambiental máxima	°C	25
k	Constante de velocidad de consumo de sustrato	d ⁻¹ *l/mg	0,00072
$\theta_{(para\ k)}$	Coefficiente de la ecuación de Arrhenius	-	1,03
Y	Producción de lodo biológico por Kg de sustrato consumido	kg MLVSS _{prod.} /kg DBO ₅	0,7283
K_d	Coefficiente de descomposición microbiana	d ⁻¹	0,0120
$\theta_{(para\ K_d\ y\ b)}$	Coefficiente de la ecuación de Arrhenius	-	1,05
a	Metabolismo energético por oxidación del sustrato	kg O ₂ /kg DBO ₅	1,2416
b	Kg de oxígeno utilizado por día por Kg de MLVSS	d ⁻¹	0,0072
F_v^+	Fracción volátil de sólidos en suspensión en el reactor	-	0,80
A/M^*	Relación alimento microorganismos	mg DBO ₅ /mg MLVSS*d	6,3

⁺Normalmente se propone un diseño sobre la base de una concentración del 80 al 90% de sólidos volátiles en el reactor.

*Valor estimado en el gráfico 7.

3.3.2 Kilogramos de DBO₅ consumido/d

$$\frac{kg\ DBO_5}{d} = 86,4 * (S_F - S_e) * Q_F$$

Donde:

S_F = DBO₅ en la alimentación inicial, mg/l

S_e = DBO₅ en el efluente final (máximo permisible), mg/l

Q_F = Caudal en la alimentación, m³/s

$$\frac{kg DBO_5}{d} = 86,4 * 5,65 \times 10^{-3} * (5589 - 100)$$

$$\frac{kg DBO_5}{d} = 2679 \frac{kg}{d}$$

3.3.3 Estimación preliminar de la potencia

$$HP = \frac{86,4 * Q_F * (S_F - S_e)}{20 a 22}$$

Donde:

S_F = DBO₅ en la alimentación inicial, mg/l

S_e = DBO₅ en el efluente final (máximo permisible), mg/l

Q_F = Caudal en la alimentación, m³/s

Para resolver esta ecuación supondremos un factor de 22 (20<21<22):

$$HP = \frac{86,4 * 5,65 \times 10^{-3} * (5589 - 100)}{22}$$

$$HP = 122$$

3.3.4 Temperatura de operación en el reactor biológico, “T_w”

$$T_w = \frac{3,6 \times 10^6 Q_F (T_F) + 1134(HP)(T_a)}{3,6 \times 10^6 Q_F + 1134(HP)}$$

Donde:

Q_F = Caudal en la alimentación, m³/s

T_F = Temperatura de alimentación, °C

T_a = Temperatura ambiental, °C

HP = Potencia calculada

(a) Condiciones de temperatura máxima

T_F = 46 °C

T_a = 33 °C

$$T_w = \frac{3,6 \times 10^6 (5,65 \times 10^{-3}) (46) + 1134(122)(33)}{3,6 \times 10^6 (5,65 \times 10^{-3}) + 1134(122)}$$

$$T_w = 34,7 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$T_F = 28 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_a = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_w = \frac{3,6 \times 10^6 (5,65 \times 10^{-3})(28) + 1134(122)(25)}{3,6 \times 10^6 (5,65 \times 10^{-3}) + 1134(122)}$$

$$T_w = 25,4 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

3.3.5 Efecto de la temperatura de operación en el reactor sobre los parámetros biocinéticos

3.3.5.1 Parámetro “k”

$$k_{T_w} = k_{20} \theta^{(T_w - 20)} \quad (1,0 < \theta < 1,135)$$

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$T_w = 34,7 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$k_{T_w} = 0,00072 * 1,03^{(34,7 - 20)}$$

$$k_{T_w} = 0,00111 \frac{d^{-1} * l}{mg}$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$T_w = 25,4 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$k_{T_w} = 0,00072 * 1,03^{(25,4 - 20)}$$

$$k_{T_w} = 0,00084 \frac{d^{-1} * l}{mg}$$

3.3.5.2 Parámetro “kd”

$$k_{d_{T_w}} = k_{d,20} \theta^{(T_w - 20)} \quad (1,03 < \theta < 1,06)$$

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$T_w = 34,7 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$k_{d_{T_w}} = 0,0120 * 1,05^{(34,7-20)}$$

$$k_{d_{T_w}} = 0,0246 \text{ d}^{-1}$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$T_w = 25,4 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$k_{d_{T_w}} = 0,0120 * 1,05^{(25,4-20)}$$

$$k_{d_{T_w}} = 0,0156 \text{ d}^{-1}$$

3.3.5.3 *Parámetro “b”*

$$b_{T_w} = b_{20} \theta^{(T_w-20)} \quad (1,03 < \theta < 1,06)$$

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$T_w = 34,7 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$b_{T_w} = 0,0072 * 1,05^{(34,7-20)}$$

$$b_{T_w} = 0,0148 \text{ d}^{-1}$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$T_w = 25,4 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$b_{T_w} = 0,0072 * 1,05^{(25,4-20)}$$

$$b_{T_w} = 0,0094 \text{ d}^{-1}$$

Los valores de Y, y a son prácticamente independientes de la temperatura por lo tanto:

$$Y = 0,7283 \frac{\text{kg MLVSS}}{\text{kg DBO}_5}$$

$$a = 1,2416 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg DBO}_5}$$

3.3.6 Tiempo de residencia, t

3.3.6.1 Para consumo de DBO_5 soluble, para condiciones de temperatura mínima

$$t = \frac{(S_F - S_e)}{k * X_{V,a} * S_e}$$

Donde:

S_F = DBO_5 en la alimentación inicial, mg/l

S_e = DBO_5 en el efluente final, mg/l

$X_{V,a}$ = Sólidos suspendidos volátiles en el reactor, mg/l

k = Constante biocinética corregida a la temperatura mínima de operación en el reactor, $\text{d}^{-1} * \text{l/mg}$

$$t = \frac{5589 - 100}{0,00084 * 1240 * 100}$$
$$t = 53 \text{ d}$$

3.3.6.2 Para floculación óptima

$$t = \frac{S_F}{X_{V,a} (A/M)_{opt}}$$

Donde:

S_F = DBO_5 en la alimentación inicial, mg/l

$X_{V,a}$ = Sólidos suspendidos volátiles en el reactor, mg/l

$(A/M)_{opt}$ = Relación alimento microorganismos del gráfico 7.

$$t = \frac{5589}{1240 * 6,3}$$

$$t = 0,71 \text{ d}$$

El tiempo de residencia viene controlado por el consumo de la DBO_5 soluble. Se adopta un tiempo de residencia de $t = 53 \text{ d}$. A continuación se verifica si se obtiene para este tiempo de residencia un lodo con características de sedimentación satisfactorias.

3.3.6.3 Relación A/M real

$$A/M = \frac{S_F}{X_{V,a} * t}$$

Donde:

S_F = DBO₅ en la alimentación inicial, mg/l

$X_{V,a}$ = Sólidos suspendidos volátiles en el reactor, mg/l

$t = 53$ d

$$A/M = \frac{5589}{1240 * 53}$$

$$A/M = 0,09 \frac{mg DBO_5}{mg MLVSS * d}$$

Observando el gráfico 7, puede concluirse que las características de sedimentación de VSS no son satisfactorias. La curva no es plana en esta zona y el valor $A/M = 0,09$ resulta incomparable al valor estimado de $A/M = 6,3$. Al observar los datos experimentales tabla 7, notamos que con el tiempo $t = 0,71$ días a pesar de conseguir buenas condiciones de floculación aun no se llega a reducir al máximo el valor de S_e (DBO del efluente final) para la descarga. Por tanto, para dimensionar el reactor tomaremos el tiempo hidráulico de la experimentación biológica $t = 3,58$ días (tabla 21).

3.3.6.4 DBO₅ soluble real en el efluente, “ S_e ” real

$$S_e = \frac{S_F}{(1 + k * X_{V,a} * t)}$$

Donde:

S_F = DBO₅ en la alimentación inicial, mg/l

$X_{V,a}$ = Sólidos suspendidos volátiles en el reactor, mg/l

$t = 3,58$ d (Tiempo en la experimentación)

k = Constante biocinética corregida a la temperatura máxima de operación en el reactor, d⁻¹*l/mg

$$S_e = \frac{5589}{(1 + 0,00111 * 1240 * 3,58)}$$

$$S_e = 943 \frac{mg}{l}$$

3.3.7 Volumen del Reactor, “V”

$$V = Q_F * t$$

Donde:

Q_F = Caudal de alimentación, m³/s

t = 3,6 días

$$V = 5,65 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s} * 3,58 * 86400 \frac{s}{d}$$

$$V = 1748 m^3$$

3.3.8 Demanda de Oxígeno

$$\frac{kg O_2}{d} = a(S_F - S_e)Q_F + b * X_{V,a} * V$$

Donde:

S_F = DBO₅ en la alimentación inicial, mg/l

S_e = DBO₅ real en el efluente, mg/l

$X_{V,a}$ = Sólidos suspendidos volátiles en el reactor, mg/l

Q_F = Caudal de alimentación, m³/s

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$\frac{kg O_2}{d} = 86,4 * 1,2416 * (5589 - 943) * 5,65 \times 10^{-3} + 0,0148 * 1240 * 1748 * 10^{-3}$$

$$\frac{kg O_2}{d} = 2816 + 32 = 2848 \frac{kg}{d}$$

$$\frac{kg O_2}{d} = 119 \frac{kg}{h}$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$\frac{kg O_2}{d} = 86,4 * 1,2416 * (5589 - 100) * 5,65 \times 10^{-3} + 0,0094 * 1240 * 1748 * 10^{-3}$$

$$\frac{kg O_2}{d} = 3327 + 20 = 3347 \frac{kg}{d}$$

$$\frac{kg\ O_2}{d} = 139 \frac{kg}{h}$$

3.3.9 Potencia Requerida en la Aireación.- Este cálculo de basa en un proceso iterativo.

3.3.9.1 Concentración de saturación de oxígeno para agua destilada en la superficie en condiciones normales, $(C_{s,s})_{760}$ - Se obtiene este valor de la tabla 29, para la temperatura de operación en el reactor biológico del numeral 3.5.4.

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$(C_{s,s})_{760} = 7,00 \frac{mg}{l} \quad [Tabla\ 29, para\ T_w = 34,6^\circ C]$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$(C_{s,s})_{760} = 8,19 \frac{mg}{l} \quad [Tabla\ 29, para\ T_w = 25,4^\circ C]$$

Tabla 28. Valores de saturación de oxígeno en agua destilada bajo condiciones normales

Temperatura (°C)	O ₂ (mg/l)
0	14,6
10	11,3
15	10,2
20	9,2
25	8,4
25,4	8,19
30	7,6
34,7	7,00
40	6,6

Fuente: RAMALHO, R. S. (2003). *Tratamiento de Aguas Residuales* (Primera ed. en español). Barcelona, España: Reverte S. A. p. 200

3.3.9.2 Presión de vapor del agua, “Pv”.- Se obtiene este valor de la tabla 30, para la temperatura de operación en el reactor biológico del numeral 3.5.4.

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$P_v = 42,392 \text{ mmHg} \quad [\text{Tabla 30, para } T = 34,7 \text{ } ^\circ\text{C}]$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$P_v = 25,068 \text{ mmHg} \quad [\text{Tabla 25,4 para } T = 25,4 \text{ } ^\circ\text{C}]$$

$$P = 633 \text{ mmHg} \quad [\text{Presión Barométrica}]$$

Tabla 29. Presión de vapor de agua

Temperatura (°C)	P _v (mmHg)
0	4,579
10	9,209
15	12,788
20	17,535
25	23,756
25,4	25,068
30	31,824
34,7	42,392
40	55,324

Fuente: RAMALHO, R. S. (2003). *Tratamiento de Aguas Residuales* (Primera ed. en español). Barcelona, España: Reverte S. A. p.202

3.3.9.3 Concentración de saturación de oxígeno para agua corriente en la superficie, C_{s,s}

$$C_{s,s} = (C_{s,s})_{760} \frac{P - P_v}{760 - P_v}$$

Donde:

(C_{s,s})₇₆₀ = Concentración de saturación de oxígeno para agua destilada en la superficie en condiciones normales

P = Presión barométrica, mmHg

P_v = Presión de Vapor, mmHg

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$C_{s,s} = 7,00 * \frac{633 - 42,392}{760 - 42,392}$$
$$C_{s,s} = 5,76 \frac{mg}{l}$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$C_{s,s} = 8,19 * \frac{633 - 25,068}{760 - 25,068}$$
$$C_{s,s} = 6,77 \frac{mg}{l}$$

3.3.9.4 Concentración de saturación de oxígeno para agua residual en la superficie, $C_{s,w}$

$$C_{s,w} = \beta * C_{s,s}$$

Donde:

β : constante que relaciona las condiciones de saturación entre el agua corriente y el agua residual. Para la mayoría de los casos esta en el intervalo de $(0,92 < \beta < 0,98)$, para el cálculo tomaremos $\beta = 0,98$

$C_{s,s}$ = Concentración de saturación de oxígeno para agua corriente en la superficie

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$C_{s,w} = 0,98 * 5,76$$
$$C_{s,w} = 5,64 \frac{mg}{l}$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$C_{s,w} = 0,98 * 6,77$$
$$C_{s,w} = 6,63 \frac{mg}{l}$$

3.3.9.5 Rendimiento de transferencia de oxígeno para el agua residual en condiciones de funcionamiento, $(RT)_{real}$

$$(RT)_{real} = (RT)_{ref} \cdot \left(\alpha_{20^{\circ}C} \times 1,024^{T-20} \times \frac{C_{s,w} - C_L}{9,2} \right)$$

Donde:

$(RT)_{ref}$ = Rendimiento de transferencia de oxígeno en condiciones normales

Asumiremos como constante:

$$K = \left(\alpha_{20^{\circ}C} \times 1,024^{T-20} \times \frac{C_{s,w} - C_L}{9,2} \right)$$

Para el cálculo de “K” se requiere de la información siguiente:

- C_L : concentración de oxígeno disuelto en régimen estacionario, para procesos aerobios en continuo, diseñado para eliminar materia orgánica C_L , está comprendido entre 0,5 y 1,5 mg/l. Para este cálculo asumiremos $C_L = 0,5$ mg/l.
- α : factor de correlación que relaciona el coeficiente de transferencia global ($K_L a$) de las aguas residuales con el de las aguas corrientes. El valor de α oscila en el intervalo de $(0,8 < \alpha < 1)$, para el cálculo tomaremos $\alpha = 0,95$.

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$K_{cond\ máx} = \left(0,95 * 1,024^{(34,7-20)} * \frac{5,64 - 0,5}{9,2} \right)$$

$$K_{cond\ máx} = 0,752$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$K_{cond\ mín} = \left(0,95 * 1,024^{(25,4-20)} * \frac{6,63 - 0,5}{9,2} \right)$$

$$K_{cond\ mín} = 0,719$$

El valor menor de K, nos da las condiciones de control (menor transferencia de oxígeno). En conclusión las condiciones mínimas controlan la especificación de los aireadores.

3.3.9.5.1 Potencia.- Condiciones:

- Para unidades de lodo activo convencionales: $0,05 < P_v < 0,08$. Suponemos una potencia específica, $P_v = 0,08 \text{ CV/m}^3$
- Con el valor asumido de P_v obtenemos en la figura 22 el $(RT)_{ref}$

$$(RT)_{ref} = 1,373 \frac{kg \text{ O}_2}{CV * h}$$

$$(RT)_{real} = K * (RT)_{ref}$$

$$(RT)_{real} = 0,719 * 1,373 \frac{kg \text{ O}_2}{CV * h}$$

$$(RT)_{real} = 0,987 \frac{kg \text{ O}_2}{CV * h}$$

- Potencia requerida

$$Potencia = \frac{O_2 \text{ requerido} (kg/h)}{(RT)_{real}}$$

Donde:

$O_2 \text{ requerido}$ = Proviene del numeral 3.5.8., kg/h

$$Potencia = \frac{119 (kg/h)}{0,987}$$

$$Potencia = 121 \text{ CV}$$

Este valor es similar al obtenido en el numeral 3.5.3. Por lo tanto, los valores de las temperaturas calculadas en el numeral 3.5.4 son aceptables.

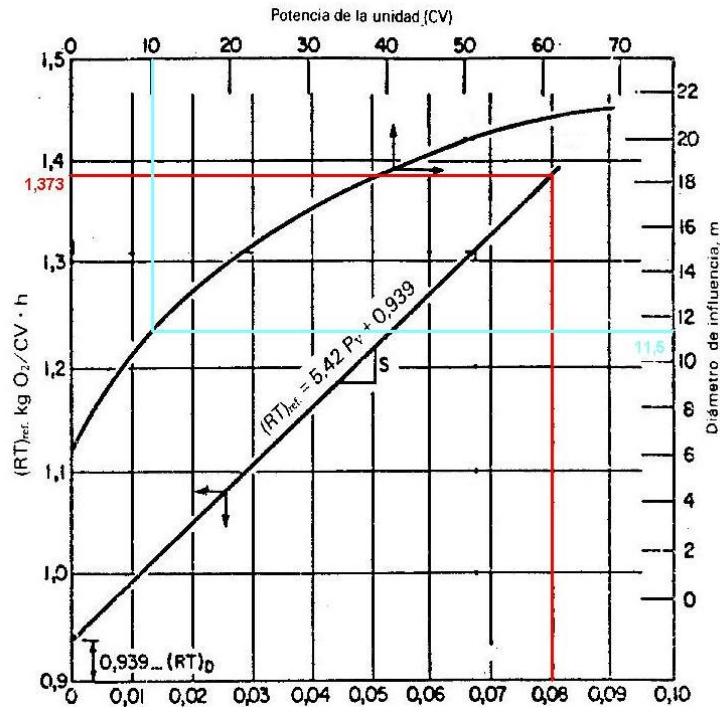


Figura 21. Características de aireadores de superficie

Fuente: RAMALHO, R. S. (2003). *Tratamiento de Aguas Residuales* (Primera ed. en español). Barcelona, España: Reverte S. A. p.239

3.3.10 Selección de aireadores y disposición del tanque de aireación.- Se selecciona aireadores de Superficie de 20 CV (Se toma una potencia promedio de 121,5)

$$\text{Número de unidades} = \frac{\text{Potencia}}{\text{CV}}$$

$$\text{Número de unidades} = \frac{121,5}{10} = 12,15$$

Es decir 12 aireadores.

Disposición del aireador en el tanque:

- En función de la potencia de cada aireador se define el diámetro de influencia considerando la figura 22.

Potencia de la unidad = 10 CV

Diámetro de Influencia = 11,5 m

Proporcionar una solapadura tomando un coeficiente de seguridad del 20%.

$$d = \frac{\text{diámetro de influencia}}{1,2}$$

$$d = \frac{11,5}{1,2} = 9,58 \text{ m}$$

Si se asume un reactor rectangular:

$$\text{Superficie} = \text{longitud} * \text{anchura} = (3d)(2d) = 6d^2$$

$$\text{Superficie} = 6 * (9,58)^2 = 551 \text{ m}^2$$

$$\text{longitud} = 3d = 3 * 9,58 = 28,74 \text{ m}$$

$$\text{anchura} = 2d = 2 * 9,58 = 19,16 \text{ m}$$

- Volumen del reactor: 1748 m^3 , de numeral 3.5.7.

$$\text{Profundidad} = \frac{1748 \text{ m}^3}{551 \text{ m}^2}$$

$$\text{Profundidad} = 3,2 \text{ m}$$

Esta es una profundidad razonable, ya que las profundidades de los tanques de aireación con unidades de superficie varían de 2,4 a 3,6 m.

3.3.11 Producción neta de biomasa, “ ΔX_v ,”

$$\Delta X_V = Y(S_F - S_e)Q_F - K_d * X_{V,a} * V$$

Donde:

S_F = DBO₅ en la alimentación, mg/l

S_e = DBO₅ en el efluente, mg/l

Q_F = Caudal en la alimentación, m³/s

$X_{V,a}$ = Sólidos suspendidos volátiles en el reactor, mg/l

k_d e Y = Parámetros biocinéticos a la temperatura de operación en el reactor

V = Volumen del reactor, m³

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$\Delta X_V = 86,4 * 0,7283 * (5589 - 943) * 5,65 \times 10^{-3} - 0,0246 * 1240 * 1748 * 10^{-3}$$

$$\Delta X_V = 1652 - 53$$

$$\Delta X_V = 1599 \frac{kg}{d}$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$\Delta X_V = 86,4 * 0,7283 * (5589 - 100) * 5,65 \times 10^{-3} - 0,0156 * 1240 * 1748 * 10^{-3}$$

$$\Delta X_V = 1951 - 34$$

$$\Delta X_V = 1917 \frac{kg}{d}$$

3.3.12 Relación de reciclado, “r”.- Se estimará un valor aproximado de r, a partir de las variables fundamentales X_{V,a} y X_{V,u}

$$r = \frac{X_{V,a}}{X_{V,u} - X_{V,a}}$$

Donde:

X_{V,a} = Sólidos suspendidos volátiles en el reactor, mg/l

X_{V,u} = Sólidos suspendidos volátiles en la descarga del clarificador secundario, mg/l

$$r = \frac{1240}{16875 - 1240}$$

$$r = 0,079 (\approx 8 \%)$$

3.3.13 Caudales

3.3.13.1 Caudal de reciclado, “Q_R”

$$Q_R = rQ_F$$

Donde:

Q_F = Caudal en la alimentación, m^3/s

r = relación de reciclado

$$Q_R = 0,08 * 5,65 \times 10^{-3}$$

$$Q_R = 4,52 \times 10^{-4} \frac{m^3}{s}$$

3.3.13.2 Caudal de la alimentación combinada, " Q_0 "

$$Q_0 = Q_F(1 + r)$$

Donde:

Q_F = Caudal en la alimentación, m^3/s

r = relación de reciclado

$$Q_0 = 5,65 \times 10^{-3}(1 + 0,08)$$

$$Q_0 = 6,10 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}$$

3.3.13.3 Caudal en la purga, " Q_w "

$$Q_w = \frac{\Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_F X_{V,e}}{X_{V,u} - X_{V,e}}$$

Donde:

ΔX_V = Producción neta de biomasa, Kg/d

Q_F = Caudal en la alimentación, m^3/s

$X_{V,F}$ = Sólidos suspendidos volátiles en la alimentación, mg/l

$X_{V,e}$ = Sólidos suspendidos volátiles en el efluente, mg/l

$X_{V,u}$ = Sólidos suspendidos volátiles en la descarga del clarificador secundario, mg/l

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$Q_w = \frac{1599 + 86,4 * 5,65 \times 10^{-3} * 0,0 - 86,4 * 5,65 \times 10^{-3} * 20}{(16875 - 20) * 10^{-3}}$$

$$Q_w = \frac{1599 - 10}{17}$$

$$Q_w = 93,47 \frac{m^3}{d}$$

$$Q_w = 1,08 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$Q_w = \frac{1917 + 86,4 * 5,65 \times 10^{-3} * 0,0 - 86,4 * 5,65 \times 10^{-3} * 20}{(16875 - 20) * 10^{-3}}$$

$$Q_w = \frac{1917 - 10}{17}$$

$$Q_w = 112,18 \frac{m^3}{d}$$

$$Q_w = 1,30 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}$$

3.3.13.4 Caudal en el efluente, “ Q_e ”

$$Q_e = Q_F - Q_w$$

Donde:

Q_F = Caudal en la alimentación, m^3/s

Q_w = Caudal en la purga, m^3/s

Se toma como valor único de $Q_w = 1,30 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}$

$$Q_e = 5,65 \times 10^{-3} - 1,30 \times 10^{-3}$$

$$Q_e = 4,35 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}$$

3.3.13.5 Caudal de descarga del clarificador, “ Q_u ”

$$Q_u = Q_0 - Q_e$$

Donde:

Q_e = Caudal en el efluente, m^3/s

Q_0 = Caudal en la alimentación combinada, m^3/s

$$Q_u = 6,10 \times 10^{-3} - 4,35 \times 10^{-3}$$

$$Q_u = 1,75 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}$$

3.3.13.6 Tiempo hidráulico, “ t_h ”

$$t_h = \frac{t}{1 + r}$$

Donde:

$t = 3,58$ d

r = relación de reciclado

$$t_h = \frac{3,58}{1 + 0,08}$$

$$t_h = 3,31 \text{ d}$$

3.3.14 Balance de materia de sólidos no volátiles

3.3.14.1 Sólidos suspendidos no volátiles en el reactor, “ $X_{NV,a}$ ”

$$X_{NV,a} = \frac{(1 - F_v)X_{V,a}}{F_v}$$

Donde:

F_v = Fracción volátil de sólidos en suspensión, 80%

$X_{V,a}$ = Sólidos suspendidos volátiles en el reactor, mg/l

$$X_{NV,a} = \frac{(1 - 0,8) * 1240}{0,8}$$

$$X_{NV,a} = 310 \frac{mg}{l}$$

3.3.14.2 Sólidos suspendidos no volátiles en la alimentación combinada, “ $X_{NV,0}$ ”

$$X_{NV,0} = X_{NV,a} = 310 \frac{mg}{l}$$

Donde:

$X_{NV,a}$ = Sólidos suspendidos no volátiles en el reactor, mg/l

3.3.14.3 Sólidos suspendidos no volátiles en la descarga del clarificador secundario, “ $X_{NV,u}$ ”

Ya que $X_{NV,e} = 0$

$$X_{NV,u} = \frac{Q_F(1+r)X_{NV,a}}{Q_u}$$

Donde:

Q_F = Caudal en la alimentación, m³/s

Q_u = Caudal de descarga del clarificador secundario, m³/s

$X_{NV,a}$ = Sólidos suspendidos no volátiles en el reactor, mg/l

r = relación de reciclado

$$X_{NV,u} = \frac{5,65 \times 10^{-3} * (1 + 0,08) * 310}{1,75 \times 10^{-3}}$$
$$X_{NV,u} = 1081 \frac{mg}{l}$$

3.3.14.4 Sólidos suspendidos no volátiles en la alimentación inicial, “ $X_{NV,F}$ ”

$$X_{NV,F} = (1+r)X_{NV,a} - rX_{NV,u}$$

Donde:

$X_{NV,a}$ = Sólidos suspendidos no volátiles en el reactor, mg/l

$X_{NV,u}$ = Sólidos suspendidos no volátiles en la descarga del clarificador, mg/l

r = relación de reciclado

$$X_{NV,F} = (1 + 0,08)310 - 0,08 * 1081$$
$$X_{NV,F} = 248 \frac{mg}{l}$$

3.3.15 Producción total de lodos

3.3.15.1 Sólidos suspendidos volátiles en la purga, “(VSS)_w”

$$(VSS)_w = \Delta X_V + Q_F X_{V,F} - Q_e X_{V,e}$$

Donde:

ΔX_V = Producción neta de biomasa, kg/d

Q_F = Caudal en la alimentación, m³/s

Q_e = Caudal en el efluente, m³/s

$X_{V,e}$ = Sólidos suspendidos volátiles en el efluente, mg/l

$X_{V,F}$ = Sólidos suspendidos volátiles en la alimentación, mg/l

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$(VSS)_w = 1599 + 86,4 * 5,65 \times 10^{-3} * 0,0 - 86,4 * 4,35 \times 10^{-3} * 20$$

$$(VSS)_w = 1591 \frac{kg}{d}$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$(VSS)_w = 1917 + 86,4 * 5,65 \times 10^{-3} * 0,0 - 86,4 * 4,35 \times 10^{-3} * 20$$

$$(VSS)_w = 1909 \frac{kg}{d}$$

3.3.15.2 Sólidos suspendidos no volátiles en la purga, “(NVSS)_w”

$$(NVSS)_w = Q_F X_{NV,F}$$

Donde:

Q_F = Caudal en la alimentación, m³/s

$X_{NV,F}$ = Sólidos suspendidos no volátiles en la alimentación, mg/l

$$(NVSS)_w = 5,65 \times 10^{-3} * 248 * 86,4$$

$$(NVSS)_w = 121 \frac{kg}{d}$$

3.3.15.3 Sólidos suspendidos totales en la purga, “(TSS)_w”

$$(TSS)_w = (VSS)_w + (NVSS)_w$$

Donde:

(VSS)_w = Sólidos suspendidos volátiles en la purga, kg/d

(NVSS)_w = Sólidos suspendidos no volátiles en la purga, kg/d

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$(TSS)_w = 1591 + 121$$

$$(TSS)_w = 1712 \frac{k}{d}$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$(TSS)_w = 1909 + 121$$

$$(TSS)_w = 2030 \frac{kg}{d}$$

3.3.16 Cálculo de las concentraciones de alimentación combinada

3.3.16.1 DBO₅ en la alimentación combinada, “S₀”

$$S_0 = \frac{(S_F + rS_e)}{(1 + r)}$$

Donde:

S_F = DBO₅ en la alimentación, mg/l

S_e = DBO₅ en el efluente real, mg/l

r = relación de reciclado

(a) Temperatura máxima

$$S_0 = \frac{(5589 + 0,08 * 943)}{1 + 0,08}$$

$$S_0 = 5245 \frac{mg}{l}$$

(b) Temperatura mínima

$$S_0 = \frac{(5589 + 0,08 * 100)}{1 + 0,08}$$

$$S_0 = 5182 \frac{mg}{l}$$

3.3.16.2 Sólidos suspendidos volátiles en la alimentación combinada, “ $X_{v,0}$ ”

$$X_{v,0} = \frac{(X_{v,F} + rX_{v,u})}{(1 + r)}$$

Donde:

r = relación de reciclado

$X_{v,F}$ = Sólidos suspendidos volátiles en la alimentación, mg/l

$X_{v,u}$ = Sólidos suspendidos volátiles en la descarga del clarificador secundario, mg/l

$$X_{v,0} = \frac{(0,0 + 0,08 * 16875)}{1 + 0,08}$$

$$X_{v,0} = 1250 \frac{mg}{l}$$

3.3.17 Neutralización requerida

$$\frac{kgDBO_{consumida}}{d} = 2679 \frac{kg}{d}$$

(Del numeral 3.5.2)

$$Alcalinidad_{consumida} = 2679 * 0,5 = 1340 \frac{kg}{d}$$

$$Alcalinidad_{alimentación\ inicial} = 86,4 * Q_F * (Alc)$$

Donde:

(Alc) = Alcalinidad por Bicarbonatos, mg/l

$$Alcalinidad_{alimentación\ inicial} = 86,4 * 5,65 \times 10^{-3} * 50 = 24,41 \frac{kg}{d}$$

Ya que $24,41 < 1340$ no se requiere neutralización previa al proceso biológico.

3.3.18 Nutrientes Requeridos

3.3.18.1 Nitrógeno perdido por purga de lodos

$$N = 0,12 \Delta X_V \text{ kg/d}$$

Donde:

ΔX_V = Producción neta de biomasa, kg/d

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$N = 0,12 * 1599 = 192 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$N = 0,12 * 1917 = 230 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

3.3.18.2 Nitrógeno perdido en el efluente

$$N = 86,4 Q_F(1,0) \text{ kg/d}$$

$$N = 86,4 * 5,65 \times 10^{-3} * 1,0 = 0,49 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

3.3.18.3 Nitrógeno total perdido

$$\text{Condiciones máximas} = 192 + 0,49 = 192,49 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$\text{Condiciones mínimas} = 230 + 0,49 = 230,49 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

3.3.18.4 Nitrógeno disponible

$$N_{disponible} = 86,4 Q_F(TKN) \text{ kg/d}$$

$$N_{disponible} = 86,4 * 5,65 \times 10^{-3} * 27,19 = 13,27 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

En consecuencia, debe añadirse el nitrógeno siguiente:

$$\text{Condiciones máximas} = 192,49 - 13,27 = 179 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$\text{Condiciones mínimas} = 230,49 - 13,27 = 217 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Nota: La deficiencia de Nitrógeno se reduce, dosificando la cantidad calculada de Urea en el reactor biológico.

3.3.18.5 Fósforo perdido por purga de lodos

$$P = 0,02 \Delta X_V \text{ kg/d}$$

(a) Condiciones de temperatura máxima

$$P = 0,02 * 1599 = 32 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

(b) Condiciones de temperatura mínima

$$P = 0,02 * 1917 = 38 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

3.3.18.6 Fósforo perdido en el efluente

$$P = 86,4 Q_F(0,5) \text{ kg/d}$$

$$P = 86,4 * 5,65 \times 10^{-3} * 0,5 = 0,24 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

3.3.18.7 Fósforo total perdido

$$\text{Condiciones máximas} = 32 + 0,24 = 32,24 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$\text{Condiciones mínimas} = 38 + 0,24 = 38,24 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

3.3.18.8 Fósforo disponible

$$P_{disponible} = 86,4 Q_F(P) \text{ kg/d}$$

$$P_{disponible} = 86,4 * 5,65 \times 10^{-3} * 49,1 = 24 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

En consecuencia, debe añadirse el fósforo siguiente:

$$\text{Condiciones máximas} = 32,24 - 24 = 8 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$\text{Condiciones mínimas} = 38,24 - 24 = 14 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Nota: La deficiencia de Fósforo se reduce, añadiendo la cantidad calculada de una disolución de ácido fosfórico o de un fosfato al reactor biológico.

3.4 Resultado de los parámetros de diseño para una planta de lodos activos

Tabla 30. Parámetros de diseño para una planta de lodos activos

Parámetro	Unidad	Valor
$\text{kg DBO}_5 \text{ consumida/d}$	kg/d	2679
Potencia del Aireador	HP	122
$T_{w(\text{cond máx})}$	°C	34,7
$T_{w(\text{cond mín})}$		25,4
$k_{\text{cond máx}}$	$\text{d}^{-1} \cdot \text{l/mg}$	0,00111
$k_{\text{cond mín}}$		0,00084
$k_{d(\text{cond máx})}$	d^{-1}	0,0246
$k_{d(\text{cond mín})}$		0,0156
$b_{\text{cond máx}}$	d^{-1}	0,0148
$b_{\text{cond mín}}$		0,0094
Y	kg MLVSS/kg DBO ₅	0,7283
a	kgO ₂ / kg DBO ₅	1,2416
t_h	d	3,58
Profundidad del Aireador	m	3,2

Tabla 30. Parámetros de diseño para una planta de lodos activos (continuación)

Parámetro	Unidad	Valor
<i>Volumen</i>	m ³	1748
<i>Remoción</i>	%	97

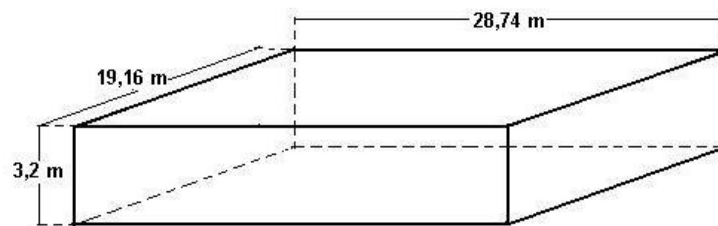


Figura 22. Dimensiones del reactor biológico

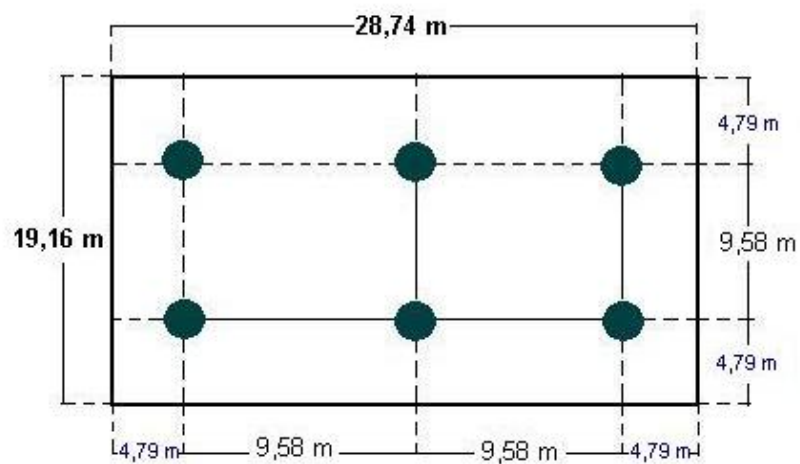


Figura 23. Disposición de aireadores

En el diagrama 4 se incluyen todos los datos o valores experimentales y calculados para el diseño de la Planta de Lodos Activos.

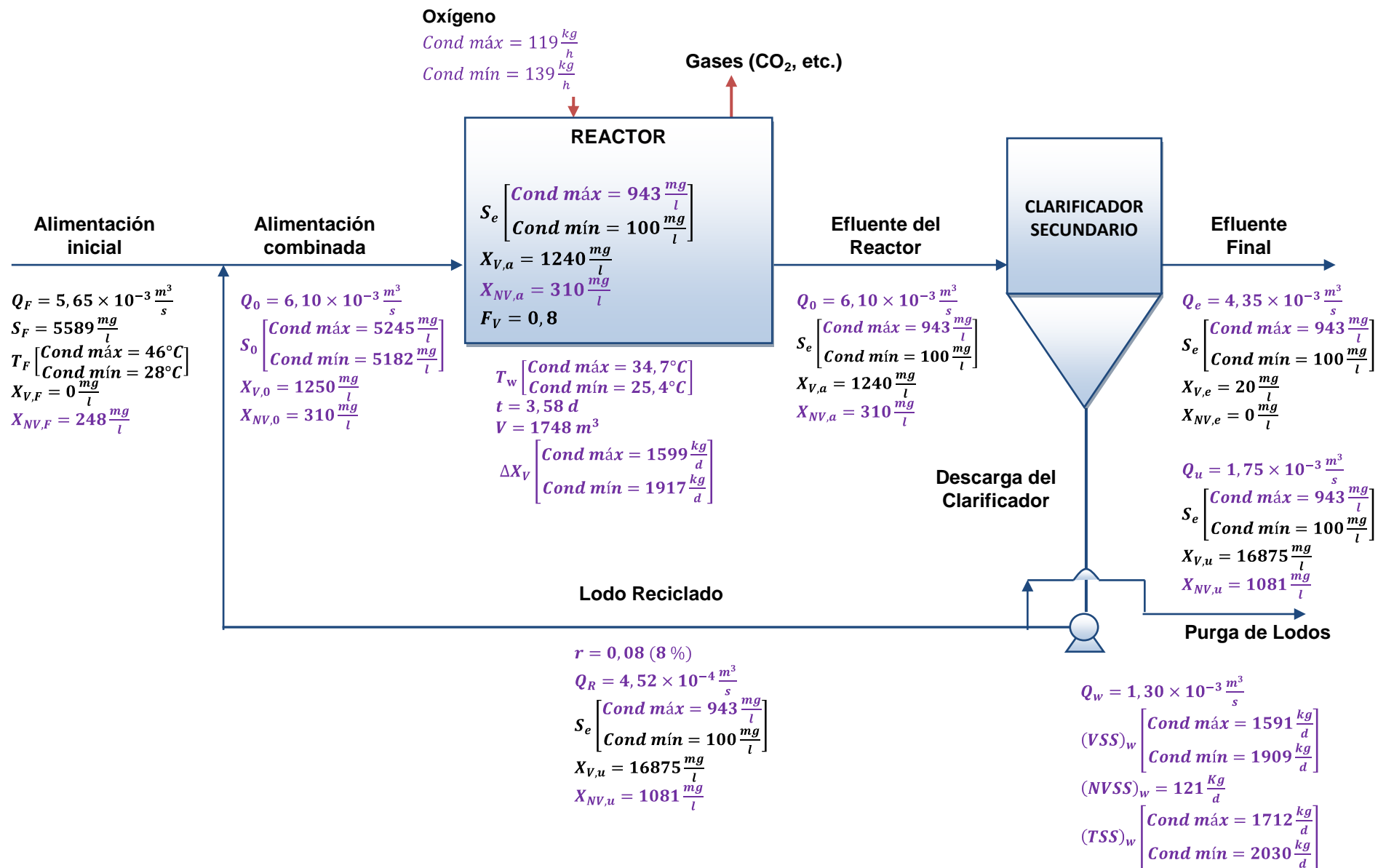


Diagrama 4. Información requerida para el diseño de la planta de lodos activos

4 DISCUSIÓN DE DATOS Y RESULTADOS

4.1 Datos

- ❖ Al realizar la caracterización del agua residual cruda del ingenio azucarero, se observa como esta no cumple con los límites máximos permisibles, al compararlos con las normas TULAS para descargas a cauces de agua dulce (tabla 5).
- ❖ El coeficiente de transformación “ $f = 0,684$ ” que relaciona la DBO_5 y DQO indica que el agua residual del ingenio azucarero es biodegradable; por lo tanto, puede someterse a tratamiento biológico.
- ❖ El valor de los Sólidos Suspendidos Volátiles en el Licor de Mezcla ($X_{V,a}$), va aumentando a medida que el tiempo en el reactor aumenta, lo cual indica que en el reactor existen condiciones para la actividad microbiana (tabla 6).
- ❖ En la tabla 7 se registran datos de la experimentación biológica que indican una reducción en la carga contaminante expresada como DBO_5 y DQO con el incremento del tiempo de residencia, generándose un proceso favorable del tratamiento.
- ❖ Los resultados obtenidos para los parámetros como Sólidos Suspendidos, Sólidos Sedimentables, Turbidez y Color, aumentan a medida que se desarrolla el proceso biológico lo cual es un indicativo del crecimiento de los microorganismos que van desestabilizando el exceso de materia orgánica soluble.
- ❖ Al realizar la post-clarificación del agua tratada se observa la disminución de la concentración en los parámetros como Sólidos Suspendidos, Sólidos Sedimentables, Turbidez y Color, lo cual indica que el proceso biológico contribuye significativamente a la remoción de la carga contaminante del efluente (tabla 8).

4.2 Resultados

- ❖ En función de los valores de DBO_5 correspondientes a: Agua Cruda, Agua del Reactor Biológico y Agua Post-clarificada, se logra la remoción del 90% en el Proceso biológico y 97% en el proceso global.
- ❖ Para definir los parámetros biocinéticos establecidos para el diseño del biorreactor se requiere de los datos correspondientes a DBO_5 , Oxígeno disuelto, Sólidos suspendidos, Sólidos suspendidos volátiles ($X_{V,a}$) y Sólidos sedimentables.
- ❖ El Índice Volumétrico de Lodos (IVL) es un indicador del crecimiento de la biomasa, el cual se incrementa con el transcurso del tiempo de residencia en el reactor (tabla 17).
- ❖ La producción total de lodos (ΔX_V) en el reactor biológico, presenta valores crecientes durante el proceso biológico (tabla 19).
- ❖ La relación Alimento / Microorganismos (A/M) disminuye durante el proceso biológico, lo cual indica consumo de sustrato y reducción de la carga contaminante.
- ❖ La velocidad específica de consumo de sustrato “q”, es proporcional a la concentración de sustrato “ S_e ” (gráfico 6) valores que decrecen a medida que el tiempo de residencia aumenta, indicativo de la disminución del sustrato en el reactor.
- ❖ La velocidad específica de utilización de oxígeno “ R_{O_2} ”, es proporcional a la velocidad específica de consumo de sustrato “q” (gráfico 8) valores que decrecen a medida que el tiempo de residencia aumenta, indicativo de la oxidación del sustrato para suministrar energía en el proceso de respiración endógena.
- ❖ La velocidad específica de crecimiento de biomasa “ μ ”, es proporcional a la velocidad específica de consumo de sustrato “q” (gráfico 9) valores que decrecen a medida que el tiempo de residencia aumenta, indicativo de la producción de lodos mediante la acción microbiana en el reactor.
- ❖ Los parámetros biocinéticos “a”, “Y”, “k”, “ k_d ” y “b”, obtenidos en la experimentación biológica, nos ayudan en el cálculo de las variables de diseño para la planta de lodos activos.

- ❖ Considerando que para el proceso biológico de Lodos Activos se requiere de nutrientes N: P en la relación 5:1 y en función de los resultados de análisis (numeral 3.5.18.) se debe dosificar la cantidad necesaria de Urea y, de una solución de ácido fosfórico ó de un fosfato para reducir la deficiencia de nitrógeno y fósforo respectivamente en la Planta de Lodos Activos.

5 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 Conclusiones

- ❖ En función de las características del agua cruda y de la relación “ f ” se establece como sistema de tratamiento la aplicación de procesos Biológicos y Fisicoquímicos, que conducen a la reducción de la carga contaminante expresada como DBO_5 a un valor de $144 \text{ mgO}_2/\text{l}$. Por tanto, se concluye que la implementación de este sistema de tratamiento permite disminuir el contenido de carga contaminante de las descargas líquidas provenientes del Ingenio Azucarero.
- ❖ El estudio cinético del tratamiento biológico aerobio a escala piloto permite evaluar los parámetros biocinéticos: metabolismo energético por oxidación del sustrato “ a ”, producción de lodo biológico por kilogramo de sustrato consumido “ Y ”, constante de velocidad de consumo de sustrato “ k ”, coeficiente de descomposición microbiana “ k_d ” y kilogramo de oxígeno utilizado por día por kilogramo de sólidos suspendidos volátiles “ b ”, los cuales nos conducen a desarrollar los cálculos para el diseño de una Planta de Lodos Activos.
- ❖ El tratamiento biológico de lodos activos a escala piloto nos permite establecer los siguientes valores para los parámetros biocinéticos y de diseño: $a = 1,2416 \text{ kgO}_2/\text{kgDBO}_5$; $Y = 0,7283 \text{ kg MLVSS producidos/kgDBO}_5$; $k = 0,00072 \text{ d}^{-1} \cdot \text{l/mg}$; $k_d = 0,0120 \text{ d}^{-1}$; y $b = 0,0072 \text{ d}^{-1}$ (tabla 24).
- ❖ Para el diseño de la planta de Lodos Activos considerando el caudal $Q_F = 5,65 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ del Ingenio Azucarero, se establece la información siguiente: Potencia del aireador = 121 HP; Temperatura de operación = 34,7 y 25,4 °C (para condiciones de temperatura máxima y mínima respectivamente); $t_h = 3,58$ días; $V = 1748 \text{ m}^3$; Relación de reciclado, $r = 8 \%$; Producción neta de lodos, $\Delta X_v = 1599$ y 1917 kg/d (para condiciones de temperatura máxima y mínima respectivamente); Necesidades de Oxígeno = 119 y 139 kg/h (para condiciones de temperatura máxima y mínima respectivamente), Profundidad del aireador = 3,2 m, Longitud del aireador = 28,74 m y Anchura del Aireador = 19,16 m.

5.2 Recomendaciones

- ❖ Se recomienda la implementación de un Filtro de carbón activado al final del proceso de post-clarificación, para reducir el valor del Color del efluente final (tabla 8), y mejorar las características de descarga.
- ❖ Se recomienda implementar una etapa de Aireación previo al proceso biológico al final del proceso productivo (las temperaturas de descarga están en el rango de 46 a 28 °C), para evitar altas temperaturas en la alimentación a la Planta de Lodos Activos, puesto que los microorganismos utilizados en proceso biológico se adaptan mejor a temperaturas ambientales.
- ❖ Un análisis microscópico nos ayudaría en la identificación del tipo de microorganismos presentes en el tratamiento biológico, y el tipo de bacteria aerobia que gobierna el proceso, con el fin de identificar las fases del Crecimiento Microbiano.
- ❖ Se recomienda realizar una caracterización fisicoquímica del lodo generado en el proceso biológico con el propósito de plantear alternativas de tratamiento (si fuese necesario) antes de su disposición final.

CITAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] RIGOLA LAPENÑA, M. (1999). *Tratamiento de Aguas Industriales Aguas de Proceso y Residuales* (1era ed., Vol. 1). México, México: Alfaomega. p.139.
- [2] Ibid (1) p. 140.
- [3] Ibid (1) p. 142.
- [4] Ibid (1) p. 143.
- [5] GIL RODRÍGUEZ, M. (2005). *Procesos de Descontaminación de Aguas* (Primera ed.). Madrid: Thomson Editores Spain Paraninfo, S. A. p. 132.
- [6] RAMALHO, R. S. (2003). *Tratamiento de Aguas Residuales* (Primera en Español ed.). Barcelona, España: Reverte S. A. p. 493
- [7] Ibid (6) p. 642.
- [8] Ibid (6) p.647.
- [9] Ibid (6) p.638.
- [10] Ibid (6) p. 260.
- [11] Ibid (6) p. 264-267
- [12] GIL RODRÍGUEZ, M. (2005). *Procesos de Descontaminación de Aguas* (Primera ed.). Madrid: Thomson Editores Spain Paraninfo, S. A. p. 94-95
- [13] RAMALHO, R. S. (2003). *Tratamiento de Aguas Residuales* (Primera en Español ed.). Barcelona, España: Reverte S. A. p.269-272.

[14] FERRER POLO, J., & SECO TORRECILLAS, A. (2008). *Tratamiento Biológico de Aguas Residuales* (Primera ed.). México: Alfa omega Grupo Editor. p. 16.

[15] Ibid (14) p. 16.

[16] Ibid (14) p. 16.

BIBLIOGRAFÍA

FERRER POLO, J., & SECO TORRECILLAS, A. (2008). *Tratamiento Biológico de Aguas Residuales* (Primera ed.). México: Alfa omega Grupo Editor.

GIL RODRÍGUEZ, M. (2005). *Procesos de Descontaminación de Aguas* (Primera ed.). Madrid: Thomson Editores Spain Paraninfo, S. A.

LEVIN, M. A., & GEALT, M. A. (1997). *Biotratamiento de Residuos Tóxicos y Peligrosos* (1era ed., Vol. 1). (A. García, Ed.) Madrid, España: McGRAW-HILL.

MENÉNDEZ GUTIÉRREZ, C., & PÉREZ OLMO, J. M. (2007). *Procesos para el Tratamiento Biológico de Aguas Industriales* (Primera ed.). La Habana: Universitaria.

RAMALHO, R. S. (2003). *Tratamiento de Aguas Residuales* (Primera en Español ed.). Barcelona, España: Reverte S. A.

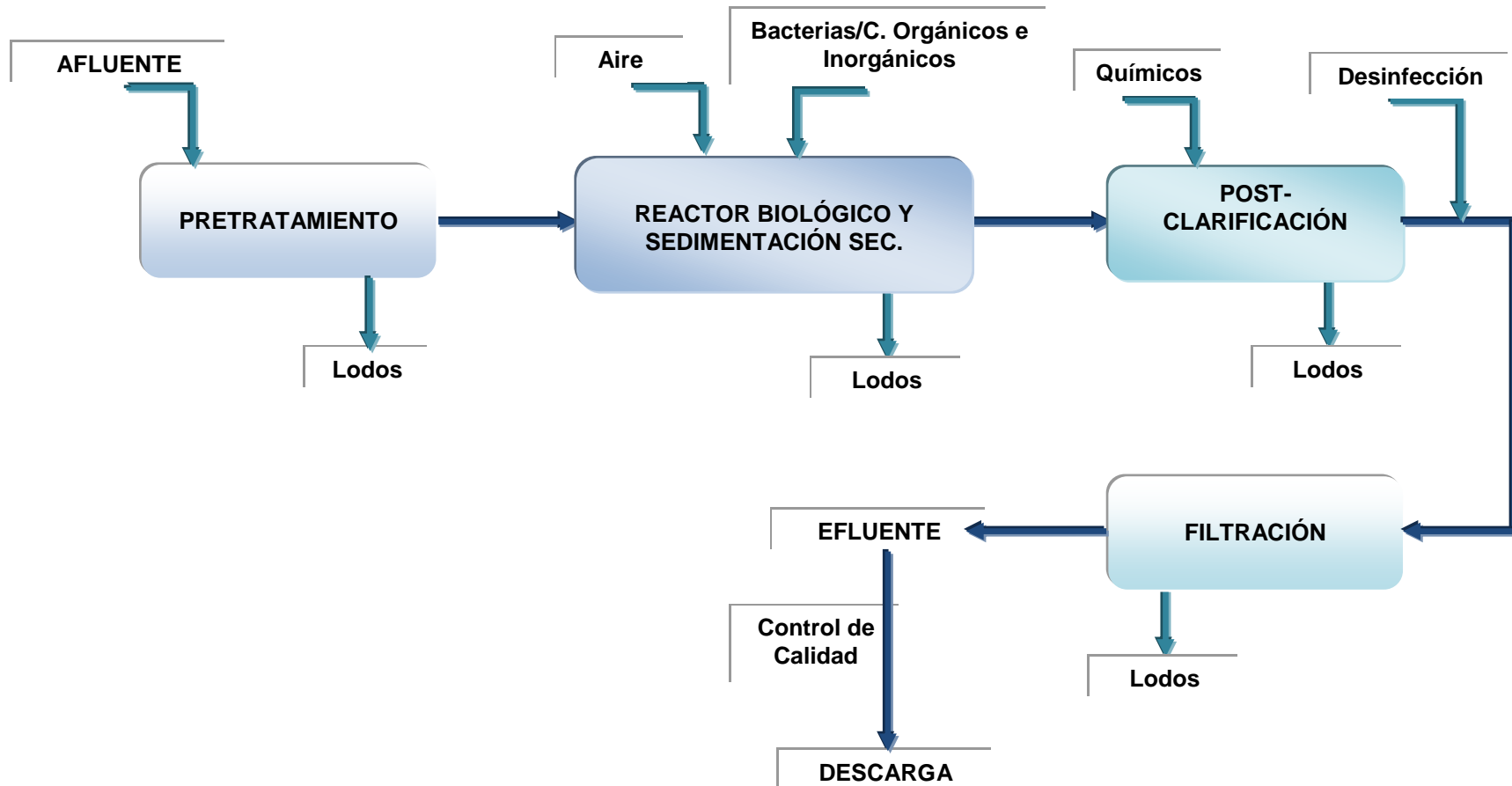
RIGOLA LAPEÑA, M. (1999). *Tratamiento de Aguas Industriales Aguas de Proceso y Residuales* (1era ed., Vol. 1). México, México: Alfaomega.

RONZANO, E., & DAPENA, J. L. (2002). *Tratamiento Biológico de las Aguas Residuales* (Primera ed.). Madrid, España: Ediciones Díaz de Santos S. A.

SIERRA RAMÍREZ, C. A. (2011). *Calidad del Agua, Evaluación y Diagnostico*. Bogota, Colombia: Ediciones de la U.

ANEXOS

ANEXO A: DIAGRAMA DE FLUJO DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO



ANEXO B: EQUIPO UTILIZADO EN LA EXPERIMENTACIÓN



REACTOR



ALIMENTACIÓN Y RECOGIDA

REACTOR BIOLÓGICO EXPERIMENTAL

ANEXO C: ETAPAS DEL TRATAMIENTO.- PARTE EXPERIMENTAL



AGUA TRATADA (REACTOR BIOLÓGICO)



AGUA TRATADA Y POSTCLARIFICADA (EFLUENTE)

**ANEXO D: INFORME DE RESULTADOS, CARACTERIZACIONES DEL AGUA
RESIDUAL.- CRUDA Y POST-CLARIFICADA.**



UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA

DEPARTAMENTO DE PETRÓLEOS, ENERGÍA Y CONTAMINACIÓN



INFORME DE RESULTADOS
AGUAS

Informe No: 12-12-14-A-2
Fecha: 2012-12-18

Referencia: OT: 12-12-14-A
Empresa: ESTUDIANTES FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
Atención: Srta. Sandra Viracucha
Dirección: Ciudadela Universitaria
Tipo de ensayos: Análisis fisicoquímicos
Tipo de muestra: Agua
Identificación de la muestra: Agua posclarificada
Descripción de la Muestra: Sin descripción específica
Muestra tomada por: Cliente
Fecha de ingreso de muestra: 18-12-2012
Código de la muestra: OE-12-12-14-A-2
Fecha de realización de ensayos: 18-12-2012

DETERMINACION	UNIDADES	MÉTODO	RESULTADO
pH ⁽¹⁾		PNE/DPEC/A/SM 4500-H ⁺ B	7,34
DQO ⁽²⁾	mg/l	PNE/DPEC/A/SM5220 D	400
DBO ₅ *	mg/l	APHA 5210 B	144
Sólidos suspendidos totales*	mg/l	PNE/DPEC/A/SM 2540 D	< 10
Sólidos sedimentables*	ml/l	APHA 2540 F	< 0,1

Nota.- Laboratorio de ensayo acreditado por el OAE con acreditación N° OAE LE 2C 06-010

Nota.- Los ensayos marcados con (*) no están incluidos en el alcance de acreditación del OAE

Observaciones: (1) Incertidumbre asociada a la medida de pH, $U = \pm 0,07$ unidades de pH ($K=2$)
(2) Incertidumbre asociada a la medida de DQO $\%U = \pm 17$ ($K=2$)

Condiciones Ambientales.- Humedad: 39,0 % Temperatura: 18,6 °C

Realizado Por: CEGL

Revisado Por:

Ing. César Alvarado C.
RESPONSABLE TÉCNICO



Aprobado Por:

Ing. Gilberto Moya D., Dpl
DIRECTOR DEL LAB. DEL DPEC

ADVERTENCIA: EL USUARIO DEBE EXIGIR EL ORIGINAL. EL DPEC NO SE RESPONSABILIZA POR DOCUMENTOS FOTOCOPIADOS.

Dirección: Francisco Viteri s/n y Gilberto Gato Sobral Teléfono: 2904794 / 2544631 ext. 26 Fax: 2529676 E-mail: dpec@fing.uce.edu.ec
QUITO - ECUADOR

MC2201-A01-5

Hoja 2 de 2



UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA

DEPARTAMENTO DE PETRÓLEOS, ENERGÍA Y CONTAMINACIÓN



INFORME DE RESULTADOS
AGUAS

Informe No: 12-12-14-A-1
Fecha: 2012-12-18

Referencia: OT: 12-12-14-A
Empresa: ESTUDIANTES FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
Atención: Srta. Sandra Viracucha
Dirección: Ciudadela Universitaria
Tipo de ensayos: Análisis fisicoquímicos
Tipo de muestra: Agua
Identificación de la muestra: Agua residual Crudo
Descripción de la Muestra: Sin descripción específica
Muestra tomada por: Cliente
Fecha de ingreso de muestra: 18-12-2012
Código de la muestra: OE-12-12-14-A-1
Fecha de realización de ensayos: 18-12-2012

DETERMINACION	UNIDADES	MÉTODO	RESULTADO
pH ⁽¹⁾		PNE/DPEC/A/SM 4500-H ⁺ B	4,40
DQO ⁽²⁾	mg/l	PNE/DPEC/A/SM5220 D	8171
DBO ₅ *	mg/l	APHA 5210 B	5589
Sólidos suspendidos totales*	mg/l	PNE/DPEC/A/SM 2540 D	890
Sólidos sedimentables*	ml/l	APHA 2540 F	5

Nota.- Laboratorio de ensayo acreditado por el OAE con acreditación N° OAE LE 2C 06-010

Nota.- Los ensayos marcados con (*) no están incluidos en el alcance de acreditación del OAE
Observaciones: (1) Incertidumbre asociada a la medida de pH, $U = \pm 0,07$ unidades de pH (K=2)
(2) Incertidumbre asociada a la medida de DQO $\%U = \pm 17$ (K=2)

Condiciones Ambientales.- Humedad: 39,0 % Temperatura: 18,6 °C


Realizado Por: CEGE

Revisado Por:


Ing. César Alvarado C.
RESPONSABLE TÉCNICO



Aprobado Por:


Ing. Gilberto Moya D., Dpl
DIRECTOR DEL LAB. DEL DPEC

ADVERTENCIA: EL USUARIO DEBE EXIGIR EL ORIGINAL. EL DPEC NO SE RESPONSABILIZA POR DOCUMENTOS FOTOCOPIADOS.

Dirección: Francisco Viteri s/n y Gilberto Gato Sobral Teléfono: 2904794 / 2544631 ext. 26 Fax: 2529676 E-mail: dpec@fing.uce.edu.ec
QUITO - ECUADOR

MC2201-A01-5

Hoja 1 de 2